

Основные процессы и аппараты химической технологии

ПОСОБИЕ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ

ИЗДАНИЕ 2-Е, ПЕРЕРАБОТАННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ

Под ред. засл. деятеля науки и техн., докт. техн. наук, проф.
Ю. И. ДЫТНЕРСКОГО

*Допущено Государственным комитетом по народному образованию
в качестве учебного пособия для студентов химико-технологических
специальностей высших учебных заведений*



МОСКВА
«ХИМИЯ»
1991

ББК 35.11
О 075
УДК 66.01 (076)

Авторы: Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский,
С. З. Каган, Ю. Н. Ковалев, Р. Г. Кочаров, Н. В. Кочергин,
С. И. Мартюшин, В. А. Набатов, А. М. Трушин, М. А. Шерышев

О 075 Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского, 2-е изд., перераб. и дополн. М.: Химия, 1991.— 496 с.

ISBN 5—7245—0133—3

Изложены основы проектирования установок для проведения типовых процессов химической технологии. Рассмотрены цели и задачи курсового проекта, содержащие объем, порядок оформления пояснительной записки и графической части проекта. Даны принципы выбора и расчета аппаратов, вспомогательного оборудования, трубопроводов и арматуры. Приведены примеры расчета аппаратов и установок. В приложениях даны необходимые справочные сведения, общие виды и узлы типовой аппаратуры. Во втором издании (1-е изд.— 1983 г.) переработаны и дополнены практически все главы и введена новая глава по кристаллизации.

Для студентов химико-технологических вузов. Может быть полезна студентам других специальностей, а также инженерно-техническим работникам химической и смежных отраслей.

О $\frac{2801010000-79}{050(01)-91}$ 79—91

ББК 35.11

ISBN 5—7245—0133—3

© Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский, С. З. Каган, Ю. Н. Ковалев, Р. Г. Кочаров, Н. В. Кочергин, С. И. Мартюшин, В. А. Набатов, А. М. Трушин, М. А. Шерышев, 1991

ОГЛАВЛЕНИЕ

<i>Предисловие</i>	9
<i>Введение. Содержание и объем курсового проекта</i>	10
Глава 1. Гидравлические расчеты	13
<i>Основные условные обозначения</i>	13
1.1. Расчет гидравлического сопротивления трубопроводов	13
1.2. Расчет оптимального диаметра трубопроводов	16
1.3. Расчет гидравлического сопротивления аппаратов с пористыми и зернистыми слоями и насадками	17
1.4. Расчет насосов и вентиляторов	19
1.5. Расчет отстойников	24
1.6. Расчет фильтров для суспензий	26
1.7. Расчет аппаратов мокрой очистки газов от пылей	30
1.8. Расчет гидродинамических параметров двухфазных потоков	33
<i>Приложения</i>	38
Приложение 1.1. Основные технические характеристики насосов и вентиляторов, используемых в химической промышленности	38
Приложение 1.2. Основные параметры фильтров непрерывного действия	43
<i>Библиографический список</i>	44
Глава 2. Расчет теплообменных аппаратов	44
<i>Основные условные обозначения</i>	44
2.1. Общая схема технологического расчета теплообменных аппаратов	45
2.2. Уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи	49
2.3. Основные конструкции и параметры нормализованных теплообменных аппаратов	54
2.3.1. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты	54
2.3.2. Теплообменники типа «труба в трубе»	60
2.3.3. Пластинчатые теплообменники	61
2.3.4. Спиральные теплообменники	64
2.3.5. Блочные графитовые теплообменники	64
2.4. Расчет теплообменных аппаратов	66
2.4.1. Расчет кожухотрубчатого теплообменника	66
2.4.2. Расчет пластинчатого теплообменника	70
2.4.3. Расчет пластинчатого подогревателя (конденсатора)	73
2.4.4. Расчет кожухотрубчатого конденсатора	74
2.4.5. Расчет кожухотрубчатого испарителя	76
2.5. Выбор оптимального нормализованного теплообменного аппарата	78
2.6. Поверочный расчет теплообменных аппаратов	83
<i>Библиографический список</i>	86
Глава 3. Расчет массообменных процессов	86
<i>Основные условные обозначения</i>	86
3.1. Абсорбция, жидкостная экстракция, десорбция	87
3.1.1. Материальный баланс	88
3.1.2. Расчет числа теоретических ступеней	91
3.1.3. Расход абсорбента, экстрагента, десорбирующего газа	96
3.1.4. Выбор диаметра противоточных колонн	97
3.1.5. Расчет высоты аппаратов с непрерывным контактом фаз	98
3.1.6. Расчет числа ступеней в аппаратах со ступенчатым контактом фаз	103
3.2. Непрерывная ректификация бинарных систем	109

3.2.1	Материальный и тепловой балансы	110
3.2.2	Расчет числа теоретических ступеней	110
3.2.3	Ректификация при постоянстве мольных расходов фаз	115
3.2.4	Определение основных размеров ректификационных колонн	117
3.2.5	Выбор флегмового числа	123
3.3.	Многокомпонентная ректификация	125
3.3.1.	Приближенные методы расчета многокомпонентной ректификации	132
3.3.2.	Точный расчет многокомпонентной ректификации	135
3.3.3.	Расчет коэффициентов активности	142
3.3.4.	Определение размеров ректификационных колонн при многокомпонентном питании	144
3.4.	Адсорбция в аппаратах с неподвижным слоем твердой фазы	144
3.4.1.	Материальный баланс	144
3.4.2.	Массопередача с участием пористой твердой фазы	145
3.4.3.	Расчет адсорберов	147
3.4.4.	Расчет профилей концентраций и выходных кривых	149
	Библиографический список	164
	Глава 4. Расчет выпарной установки	164
	<i>Основные условные обозначения</i>	164
	<i>Введение</i>	165
4.1.	Определение поверхности теплопередачи выпарных аппаратов	166
4.1.1.	Концентрации упариваемого раствора	166
4.1.2.	Температуры кипения растворов	167
4.1.3.	Полезная разность температур	170
4.1.4.	Определение тепловых нагрузок	170
4.1.5.	Выбор конструкционного материала	171
4.1.6.	Расчет коэффициентов теплопередачи	171
4.1.7.	Распределение полезной разности температур	175
4.1.8.	Уточненный расчет поверхности теплопередачи	176
4.2.	Определение толщины тепловой изоляции	177
4.3.	Расчет барометрического конденсатора	178
4.3.1.	Расход охлаждающей воды	178
4.3.2.	Диаметр конденсатора	178
4.3.3.	Высота барометрической трубы	178
4.4.	Расчет производительности вакуум-насоса	179
4.5.	Расчет оптимального числа корпусов многокорпусной установки	180
	<i>Приложения</i>	
Приложение 4.1.	Типы трубчатых выпарных аппаратов	182
Приложение 4.2.	Основные размеры выпарных аппаратов	182
Приложение 4.3.	Поверхностное натяжение и плотность некоторых водных растворов	186
Приложение 4.4.	Вязкость некоторых водных растворов	186
Приложение 4.5.	Температурные депрессии водных растворов при атмосферном давлении	187
Приложение 4.6.	Основные размеры барометрических конденсаторов	187
Приложение 4.7.	Техническая характеристика вакуум-насосов типа ВВН	188
Приложение 4.8.	Характеристики осевых циркуляционных насосов для выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией раствора	189
Приложение 4.9.	Цена единицы массы выпарных аппаратов	189
	Библиографический список	189
	Глава 5. Расчет абсорбционной установки	190
	<i>Основные условные обозначения</i>	190
	<i>Введение</i>	191
5.1.	Расчет насадочного абсорбера	192
5.1.1.	Масса поглощаемого вещества и расход поглотителя	192
5.1.2.	Движущая сила массопередачи	193
5.1.3.	Коэффициент массопередачи	194

5.1.4. Скорость газа и диаметр абсорбера	196
5.1.5. Плотность орошения и активная поверхность насадки	198
5.1.6. Коэффициенты массоотдачи	199
5.1.7. Поверхность массопередачи и высота абсорбера	200
5.1.8. Гидравлическое сопротивление абсорберов	201
5.2. Расчет тарельчатого абсорбера	203
5.2.1. Скорость газа и диаметра абсорбера	204
5.2.2. Коэффициент массопередачи	205
5.2.3. Высота светлого слоя жидкости	207
5.2.4. Коэффициенты массоотдачи	208
5.2.5. Число тарелок абсорбера	208
5.2.6. Выбор расстояния между тарелками и определение высоты абсорбера	208
5.2.7. Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера	209
5.3. Сравнение данных расчета насадочного и тарельчатого абсорберов	210
Приложения	
Приложение 5.1. Конструкции колонных аппаратов	211
Приложение 5.2. Тарелки колонных аппаратов	225
<i>Библиографический список</i>	225
Глава 6. Расчет ректификационной установки	225
<i>Основные условные обозначения</i>	225
<i>Введение</i>	226
6.1. Расчет насадочной ректификационной колонны непрерывного действия	227
6.1.1. Материальный баланс колонны и рабочее флегмовое число	228
6.1.2. Скорость пара и диаметр колонны	230
6.1.3. Высота насадки	232
6.1.4. Гидравлическое сопротивление насадки	236
6.2. Расчет тарельчатой ректификационной колонны непрерывного действия	237
6.2.1. Скорость пара и диаметр колонны	237
6.2.2. Высота колонны	238
6.2.3. Высота светлого слоя жидкости на тарелке и паросодержание барботажного слоя	239
6.2.4. Коэффициенты массопередачи и высота колонны	240
6.2.5. Гидравлическое сопротивление тарелок колонны	244
6.3. Выбор оптимального варианта ректификационной установки	245
6.4. Расчет ректификационной установки неериодического действия	248
6.4.1. Флегмовое число	249
6.4.2. Материальный баланс колонны	251
<i>Библиографический список</i>	252
Глава 7. Расчет экстракционной установки	253
<i>Основные условные обозначения</i>	253
<i>Введение</i>	253
7.1. Расчет экстракционных аппаратов	255
7.1.1. Скорость осаждения капель	255
7.1.2. Скорости захлебывания в противоточных экстракционных колоннах	257
7.1.3. Удерживающая способность	258
7.1.4. Размер капель	258
7.1.5. Массопередача в экстракционных аппаратах	260
7.1.6. Размер отстойных зон	261
7.2. Пример расчета распылительной колонны	261
7.3. Пример расчета роторно-дискового экстрактора	268
<i>Библиографический список</i>	272
Глава 8. Расчет адсорбционной и ионообменной установок	273
<i>Основные условные обозначения</i>	273

<i>Введение</i>	273
8.1. Расчет рекуперационной адсорбционной установки с неподвижным слоем адсорбента	274
8.1.1. Изотерма адсорбции паров метанола на активном угле	275
8.1.2. Диаметр и высота адсорбера	276
8.1.3. Коэффициент массопередачи	277
8.1.4. Продолжительность адсорбции. Выходная кривая. Профиль концентрации в слое адсорбента	278
8.1.5. Материальный баланс	279
8.1.6. Вспомогательные стадии цикла	280
8.2. Расчет ионообменной установки	280
8.2.1. Расчет односекционной катионообменной колонны	281
8.2.2. Расчет многосекционной катионообменной колонны	285
Приложение 8.1. Конструкции и области применения аппаратов для адсорбции и ионного обмена	287
Приложение 8.2. Характеристики промышленных сорбентов	289
<i>Библиографический список</i>	291
Глава 9. Расчет сушильной установки	292
<i>Основные условные обозначения</i>	292
<i>Введение</i>	292
9.1. Расчет барабанной сушилки	293
9.1.1. Параметры топочных газов, подаваемых в сушилку	294
9.1.2. Параметры отработанных газов. Расход сушильного агента	296
9.1.3. Определение основных размеров сушильного барабана	297
9.2. Расчет сушилки с псевдооживленным слоем	303
9.2.1. Расход воздуха, скорость газов, диаметр сушилки	304
9.2.2. Высота псевдооживленного слоя	306
9.2.3. Гидравлическое сопротивление сушилки	310
<i>Библиографический список</i>	310
Глава 10. Расчет кристаллизационной установки	311
<i>Основные условные обозначения</i>	311
<i>Введение</i>	311
10.1. Расчет кристаллизационного аппарата с псевдооживленным слоем кристаллов	313
10.1.1. Материальный и тепловой балансы кристаллизации	313
10.1.2. Определение высоты псевдооживленного слоя	313
10.2. Расчет вакуум-кристаллизатора	314
10.2.1. Концентрация раствора на выходе из кристаллизатора	315
10.2.2. Определение рабочей высоты кристаллорастителя	315
10.2.3. Давление в испарителе, производительность установки по кристаллической фазе, расход испаряемой воды	316
10.2.4. Диаметр кристаллорасторителя	317
10.2.5. Основные параметры испарителя	318
<i>Библиографический список</i>	318
Глава 11. Расчет установок мембранного разделения	319
<i>Основные условные обозначения</i>	319
<i>Введение</i>	319
11.1. Установка обратного осмоса	320
11.1.1. Степень концентрирования на ступени обратного осмоса	320
11.1.2. Выбор рабочей температуры и перепада давления через мембрану	321
11.1.3. Выбор мембраны	321
11.1.4. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран	323

11.1.5. Выбор аппарата и определение его основных характеристик	324
11.1.6. Секционирование аппаратов в установке	326
11.1.7. Расчет наблюдаемой селективности мембран	328
11.1.8. Уточненный расчет поверхности мембран	329
11.1.9. Расчет гидравлического сопротивления	330
11.2. Установка ультрафильтрации	332
11.2.1. Выбор рабочей температуры и перепада давления через мембрану	333
11.2.2. Выбор мембраны	334
11.2.3. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран	335
11.2.4. Выбор аппарата и определение его основных характеристик	337
11.2.5. Расчет наблюдаемой селективности мембран	340
11.2.6. Уточненный расчет поверхности мембран	341
11.2.7. Расчет гидравлического сопротивления	341
11.3. Установка мембранного разделения газовых смесей	343
11.3.1. Выбор рабочих давлений и температуры	343
11.3.2. Выбор мембраны	344
11.3.3. Выбор типа аппарата. Расчет расхода потоков, их концентраций и рабочей поверхности мембран	344
<i>Приложения</i>	346
Приложение 11.1. Некоторые физико-химические свойства водных растворов электролитов при 25 °С	346
Приложение 11.2. Химическая теплота гидратации ионов при бесконечном разбавлении и температуре 25 °С	346
<i>Библиографический список</i>	350
Глава 12. Расчет холодильных установок	350
<i>Основные условные обозначения</i>	350
<i>Введение</i>	351
12.1. Компрессорная паровая холодильная установка	352
12.1.1. Определение холодильной мощности и температурного режима установки	353
12.1.2. Расчет холодильного цикла	356
12.1.3. Подбор холодильного оборудования	358
12.1.4. Расчет контура хладонносителя	363
12.1.5. Расчет системы обратного водоохлаждения	365
12.1.6. Расчет тепловой изоляции	368
12.1.7. Определение параметров рабочего режима холодильной установки	368
12.1.8. Энергетическая эффективность установки	371
12.2. Абсорбционная холодильная установка	377
12.2.1. Расчет цикла абсорбционной холодильной машины	378
12.2.2. Подбор оборудования	382
12.2.3. Энергетическая эффективность установки	383
12.3. Сравнительный технико-экономический анализ компрессорной и абсорбционной холодильных машин	386
<i>Приложения</i>	
Приложение 12.1. Диаграмма $i-x$ для водоаммиачного раствора	389
Приложение 12.2. Диаграмма $i-lg P$ для аммиака	390
<i>Библиографический список</i>	392
Глава 13. Механические расчеты основных узлов и деталей химических аппаратов	392
<i>Основные условные обозначения</i>	392
<i>Введение</i>	392
13.1. Общие сведения	393
13.2. Расчет толщины обечаек	395
13.3. Расчет толщины днища	398
13.4. Штуцера и фланцы	399

13.5. Опоры аппаратов	402
13.6. Вертикальные валы перемешивающих устройств	405
13.7. Основные элементы кожухотрубчатых аппаратов	406
13.8. Расчет барабанов	409
<i>Библиографический список</i>	411
Глава 14. Графическое оформление курсового проекта	412
14.1. Общие требования	412
14.2. Технологические схемы	415
14.3. Основные требования к чертежам общего вида	424
<hr/>	
ПРИЛОЖЕНИЯ	442
Приложение 1. Установка вышарная трехкорпусная	445
Приложение 2. Установка абсорбционная	447
Приложение 3. Установка ректификационная	449
Приложение 4. Установка экстракционная	451
Приложение 5. Установка адсорбционная	453
Приложение 6. Установка сушильная	455
Приложение 7. Установка холодильная аммиачная	457
Приложение 8. Установка обратного осмоса с доупариванием концентрата	459
Приложение 9. Теплообменник «труба в трубе»	461
Приложение 10. Конденсатор	463
Приложение 11. Кипятильник	464
Приложение 12. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией и вынесенной греющей камерой	467
Приложение 13. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и зоной кипения	468
Приложение 14. Аппарат выпарной с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения	470
Приложение 15. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и солеотделением	472
Приложение 16. Колонна абсорбционная диаметром 1000 мм	474
Приложение 17. Колонна ректификационная диаметром 800 мм с колпачковыми тарелками	476
Приложение 18. Колонна ректификационная диаметром 1000 мм с клапанными тарелками	478
Приложение 19. Колонна ректификационная диаметром 2000 мм с клапанно-ситчатыми тарелками	480
Приложение 20. Колонна ректификационная диаметром 2600 мм с ситчатыми тарелками многопоточная	482
Приложение 21. Экстрактор роторно-дисковый диаметром 1500 мм	484
Приложение 22. Адсорбер. Чертеж общего вида	487
Приложение 23. Корпус барабанной сушилки	489
Приложение 24. Аппарат обратного осмоса с рулонными элементами	491
Приложение 25. Аппарат ультрафильтрации плоскорамного типа	493

Определяющая роль курса «Основные процессы и аппараты химической технологии» в подготовке химико-технологов общеизвестна. Этот курс базируется на фундаментальных законах естественных наук и составляет теоретическую основу химической технологии.

Курсовой проект по процессам и аппаратам химической технологии является по существу первой большой самостоятельной инженерной работой студентов в вузе. Он включает расчет типовой установки (выпарной, абсорбционной, ректификационной и др.) и ее графическое оформление. Работая над проектом, студент изучает действующие ГОСТы, ОСТы, нормалы, справочную литературу, приобретает навыки выбора аппаратуры и составления технико-экономических обоснований, оформления технической документации. Объем и содержание курсового проекта по процессам и аппаратам в разных вузах зависит от программы курса и времени, отводимого на его выполнение.

Настоящее пособие состоит из трех частей. Первая часть посвящена общим принципам расчета гидравлических, тепловых и массообменных процессов, а также механическим расчетам аппаратов. Здесь приведены уравнения, справочные данные и рекомендации, пользуясь которыми, студенты могут рассчитать гидравлическое сопротивление системы, подобрать для них соответствующие насосы, вентиляторы, газодувки; рассчитать теплообменные аппараты и выбрать оптимальный вариант теплообменника, определить основные параметры, необходимые для расчета массообменных аппаратов; рассчитать аппараты на прочность.

Во второй части даны примеры расчета типовых установок (выпарных, абсорбционных, ректификационных и др.), рекомендации по их расчету. Рассмотрены вспомогательные аппараты и оборудование, которые следует рассчитать или подобрать для обеспечения работы данной установки. Приведены справочные данные об устройстве типовых аппаратов. В третьей части изложены принципы графического оформления курсового проекта с учетом правил ЕСКД, приведены примеры выполнения технологических схем установок и чертежей типовых аппаратов и узлов.

В пособии приведены схемы расчетов основных аппаратов с использованием вычислительной техники. Вместе с тем определенную и довольно значительную часть расчетов студент должен выполнять вручную.

В пособии приведены примеры использования вычислительной техники для экономических расчетов некоторых аппаратов и установок.

Следует отметить, что первым изданием книги (1983 г.) пользовались не только студенты и преподаватели, но и специалисты разных отраслей народного хозяйства при расчетах и проектировании химико-технологических процессов.

С учетом этого при подготовке второго издания книги были существенно переработаны все главы, многие из них дополнены новыми разделами, написана глава по расчету кристаллизационной установки (глава 10).

Книга представляет собой коллективный труд преподавателей кафедры «Процессы и аппараты химической технологии» МХТИ им. Д. И. Менделеева: введение написано Ю. И. Дытнерским, глава 1 — Р. Г. Кочаровым, глава 2 — С. И. Мартюшиным, главы 3 и 7 — Ю. Н. Ковалевым, главы 4, 5, 6 и 9 — Г. С. Борисовым и Н. В. Кочергиным, главы 8 и 10 — А. М. Трушиным, глава 11 — Ю. И. Дытнерским и Р. Г. Кочаровым, глава 12 — В. П. Брыковым, глава 13 — М. А. Шерышевым; часть третья — В. А. Набатовым и С. З. Каганом.

Авторы будут признательны за замечания и советы, направленные на улучшение содержания данной книги.

ВВЕДЕНИЕ

СОДЕРЖАНИЕ И ОБЪЕМ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект по процессам и аппаратам химической технологии состоит из пояснительной записки и графической части. Ниже приведены содержание и объем курсового проекта, порядок оформления технической документации, требования при защите.

Содержание пояснительной записки. Пояснительная записка к курсовому проекту, содержащая все исходные, расчетные и графические (вспомогательные) материалы, должна быть оформлена в определенной последовательности.

1. Титульный лист.
2. Бланк задания на проектирование.
3. Оглавление (содержание).
4. Введение.
5. Технологическая схема установки и ее описание.
6. Выбор конструкционного материала аппаратов.
7. Обоснование выбора основного и вспомогательного оборудования.
8. Технологический расчет аппаратов.
9. Расчет аппаратов на прочность.
10. Расчет или подбор вспомогательного оборудования.
11. Выбор точек контроля.
12. Заключение (выводы и предложения).
13. Список использованной литературы.

Титульный лист. Пример выполнения титульного листа приведен на стр. 11.

В названии проекта должна быть указана производительность установки. Например: «Ректификационная установка непрерывного действия для разделения 5000 кг/ч смеси бензол — толуол».

Введение. В этом разделе необходимо кратко описать сущность и назначение данного процесса, сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления. Необходимо также указать роль и место в народном хозяйстве отрасли — потребителя продукта, получение которого обусловлено заданием на проектирование.

Технологическая схема установки. Должны быть приведены принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме проставляют стрелки, указывающие направление всех потоков, значения их расходов, температур и других параметров. (Примеры графического выполнения технологических схем даны в третьей части пособия.)

Выбор конструкционного материала аппаратов. В этом разделе необходимо привести данные по обоснованию выбора материала, из которого будет изготовлена аппаратура, входящая в технологическую схему установки (с учетом скорости коррозии материала в данной среде, его механических и теплофизических свойств).

Обоснование выбора основного и вспомогательного оборудования. Как правило, в задании на проектирование указываются вид основного процесса, система, производительность, начальные и конечные концентрации (или температуры). Например: Рассчитать и спроектировать ректификационную установку для разделения смеси бензол — толуол производительностью 3000 кг/ч. Начальная концентрация легколетучего 60 % (масс.), его концентрация в дистилляте 99 % (масс.), в кубовом остатке — 1 % (масс.). Выбор типа основного аппарата (в нашем случае — ректификационной колонны), типа контактного устройства (например, конструкции контактной тарелки и т. п.), теплообменников и других аппаратов, выбор режимов и условий их работы студент должен выполнять самостоятельно.

Технологический расчет аппаратов. Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности теплопередачи и т. д.) Для проведения технологического расчета необходимо предварительно найти по справочникам физико-химические свойства перерабатываемых веществ (плотность, вязкость и т. п.), составить материальные и тепловые балансы. Затем на основе анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппаратов. При этом особое внимание следует уделять гидродинамическому режиму работы того или иного аппарата, выбор которого должен быть обоснован с учетом технико-экономических показателей его работы. В этот же раздел входит гидравлический расчет аппаратов, целью которого является определение гидравлического сопротивления. В этом же разделе рассчитывается толщина тепловой изоляции аппаратов.

Расчет аппаратов на прочность. В задачу этого раздела входит определение основных размеров аппарата, обеспечивающих его прочность, толщины стенок, крышек, днищ, люков; расчет опор, лагов, толщины трубных решеток теплообменников и фланцев и т. д. При этом необходимо учитывать условия эксплуатации данного аппарата (давление, температуру и т. п.). В случае необходимости следует провести расчет на устойчивость аппарата с учетом ветровой нагрузки.

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ КОМИТЕТ
ПО НАРОДНОМУ ОБРАЗОВАНИЮ

МОСКОВСКИЙ ОРДЕНА ЛЕНИНА И ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ ИМ. Д. И. МЕНДЕЛЕЕВА
КАФЕДРА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

к курсовому проекту по процессам и аппаратам на тему:

_____ (название курсового проекта, система, производительность установки)

ПРОЕКТИРОВАЛ СТУДЕНТ _____ (номер группы)

_____ (подпись, ф. и. о.)

« _____ »

РУКОВОДИТЕЛЬ ПРОЕКТА

_____ (подпись, ф. и. о.)

« _____ »

ПРОЕКТ ЗАЩИЩЕН С ОЦЕНКОЙ _____
КОМИССИЯ:

_____ (подпись, ф. и. о.)

_____ (подпись, ф. и. о.)

« _____ » (дата, год)

Расчет или подбор вспомогательного оборудования. Кроме основных аппаратов в установку входят различные виды вспомогательного оборудования: насосы, вентиляторы, газодувки, компрессоры, вакуум-насосы, конденсатоотводчики, емкости для хранения сырья и продукции и т. п. Все это оборудование должно быть рассчитано или подобрано по нормам, каталогам или ГОСТам с учетом конкретных условий их работы.

Выбор точек контроля. В этом разделе проекта необходимо указать, а затем нанести на технологическую схему все точки контроля работы установки (измерение расхода жидкости или газа, давления, температуры, концентрации, уровня жидкости и т. д.). На технологической схеме на некоторых узлах (аппаратах) указать принцип регулирования заданного режима их работы. Например, конечную температуру нагреваемой в теплообменнике жидкости можно регулировать путем изменения давления подаваемого в этот теплообменник греющего пара и т. п.

Заключение (выводы и предложения). Заканчивая расчетную часть проекта, студент должен дать анализ полученных результатов, их соответствия заданию на проект, высказать соображения о возможных путях совершенствования данного процесса и его аппаратурного оформления.

Список использованной литературы. Литературные источники, которые использовались при составлении пояснительной записки, располагаются в порядке упоминания их в тексте или по алфавиту (по фамилии первого автора работы). Сведения о книгах должны включать: фамилию и инициалы автора, название книги, место издания, издательство, год издания, число страниц. Например: Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973, 752 с.

Сведения о статьях должны включать: фамилию и инициалы автора, название статьи, наименование журнала, серию, год выпуска, том, номер журнала, страницы. Например: Шумяцкий Ю. И. Адсорбционный процесс как единое целое // ЖХП. 1988. № 8. С. 490—493.

Оформление пояснительной записки. Пояснительная записка оформляется на стандартных листах бумаги (формат И). Текстовые материалы выполняются, как правило, рукописным способом, причем в целях экономии бумаги можно использовать обе стороны листа. Расстояние от края листа до границы текста должно быть: слева — 30 мм, справа — 10 мм, сверху и снизу — не менее 20 мм. Страницы записки нумеруются, а в оглавлении указываются номера страниц, соответствующие каждому разделу записки. Заголовки разделов должны быть краткими и соответствовать содержанию. Переносы слов в заголовках не допускаются, точку в конце заголовка не ставят. Расстояние между заголовком и последующим текстом должно быть равно 10 мм, расстояние между последней строкой текста и последующим заголовком — 15 мм.

Терминология и определения в записке должны быть едиными и соответствовать установленным стандартам, а при их отсутствии — общепринятым в научно-технической литературе. Сокращения слов в тексте и подписях, как правило, не допускаются, за исключением сокращений, установленных ГОСТ 7.12—77.

Все расчетные формулы в пояснительной записке приводятся сначала в общем виде, нумеруются, дается объяснение обозначений и размерностей всех входящих в формулу величин. Затем в формулу подставляют численные значения величин и записывают результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ. Если из справочников и других источников значения величин взяты в какой-либо другой системе единиц, перед подстановкой их в уравнения необходимо сделать пересчет в систему единиц СИ. В тексте указываются ссылки на источник основных расчетных формул, физических констант и других справочных данных. Ссылки на литературные источники указываются в квадратных скобках. Например: «...для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе используем формулу [7, с. 110]».

Все иллюстрации (графики, схемы, чертежи, фотографии) именуются рисунками. Рисунки должны быть простыми и наглядными, давать только общее представление об устройстве аппарата или узла, а не служить чертежом для изготовления. Все рисунки должны быть однотипными, т. е. выполнены либо карандашом, либо тушью, либо чернилами на листах записки или на миллиметровой бумаге. Рисунок нумеруют и располагают после ссылки на него. Все подписи, загромождающие рисунок, следует переносить в текстовую часть. Кривые или другие элементы на рисунках обозначают цифрами. Подписи под рисунками должны быть краткими, необходимые объяснения целесообразно приводить в тексте.

Все таблицы, как и рисунки, нумеруют. Заголовок таблицы помещают под словом «Таблица». Все слова в заголовках и надписях таблицы пишут полностью, без сокращений. Если повторяющийся в графе текст состоит из одного слова, его допускается заменять кавычками. Если повторяющийся текст состоит из трех или более слов, то при первом повторении его заменяют словами «То же», а при следующем — кавычками. Ставить кавычки вместо повторяющихся цифр, марок, знаков, математических и химических символов не допускается.

Распечатки с ЭВМ должны соответствовать формату А4 (должны быть разрезаны). Распечатки включают в общую нумерацию страниц записки и помещают после заключения.

Объем пояснительной записки зависит от ряда факторов: времени, отводимого на его выполнение, глубины проработки и т. п. Например, в МХТИ им. Д. И. Менделеева при затрате на самостоятельную работу над проектом 80—90 ч объем пояснительных записок составляет обычно 60—80 страниц рукописного текста.

Графическая часть курсового проекта. Обычно она состоит из технологической схемы установки (один лист) и чертежа основного аппарата с узлами (один или два листа).

Объем и содержание графической части курсового проекта, а также ее оформление подробно рассмотрены в третьей части данного пособия.

Защита курсового проекта. К защите допускается студент, выполнивший задание на проектирование в установленном объеме и оформивший его в соответствии с требованиями данного пособия. У допущенного к защите студента должны быть подписаны руководителем пояснительная записка и все чертежи. Курсовой проект принимается комиссией в составе не менее двух человек с обязательным участием преподавателя, консультировавшего студента во время проектирования. Студент делает доклад продолжительностью 5—7 минут, в котором освещает основные вопросы выбора, расчета и конструирования аппаратуры. По окончании доклада члены комиссии задают студенту вопросы по теме курсового проекта. Оценка курсового проекта должна включать в себя оценку качества расчета и оформления записки, качества выполнения графической части проекта, уровня доклада и ответа на поставленные вопросы. После защиты члены комиссии ставят на титульном листе пояснительной записки оценку, дату защиты и подпись. На защите могут присутствовать все желающие студенты.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

d_s — эквивалентный диаметр;
 e — относительная шероховатость трубопровода;
 g — ускорение свободного падения;
 h_n — потери напора;
 n — частота вращения;
 N — мощность;
 p — давление;
 Δp — перепад давления;
 Q — объемный расход;
 ω — скорость;
 η — коэффициент полезного действия;
 λ — коэффициент трения;
 μ — динамическая вязкость;
 ξ — коэффициент местного сопротивления;
 ρ — плотность;
 σ — поверхностное натяжение.

Индексы:

г — газ; ж — жидкость; т — твердое тело.

1.1. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТРУБОПРОВОДОВ

Расчет гидравлического сопротивления [1, 2] необходим для определения затрат энергии на перемещение жидкостей и газов и подбора машин, используемых для перемещения, — насосов, вентиляторов и т. п.

Гидравлическое сопротивление обусловлено сопротивлением трения и местными сопротивлениями, возникающими при изменениях скорости потока по величине или направлению.

Потери давления (Δp_n) или напора (h_n) на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений в трубопроводах определяют по формулам:

$$\Delta p_n = (\lambda l/d_s + \sum \xi) \rho \omega^2 / 2, \quad (1.1)$$

$$h_n = (\lambda l/d_s + \sum \xi) \omega^2 / 2g, \quad (1.2)$$

где λ — коэффициент трения; l и d_s — соответственно длина и эквивалентный диаметр трубопровода; $\sum \xi$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений; ρ — плотность жидкости или газа.

Эквивалентный диаметр определяют по формуле

$$d_s = 4S/P, \quad (1.3)$$

где S — площадь поперечного сечения потока; P — смоченный периметр.

Формулы для расчета коэффициента трения λ зависят от режима движения и шероховатости трубопровода.

При ламинарном режиме

$$\lambda = A/Re, \quad (1.4)$$

где $Re = \omega d_s \rho / \mu$ — число Рейнольдса; A — коэффициент, зависящий от формы сечения трубопровода. Ниже приведены значения коэффициента A и эквивалентного диаметра d_s для некоторых сечений:

Круг диаметром d	64	d
Квадрат стороной a	57	a
Кольцо шириной a	96	$2a$
Прямоугольник высотой a , шириной b :		
$b \gg a$	96	$2a$
$b/a = 10$	85	$1,81a$
$b/a = 4$	73	$1,6a$
$b/a = 2$	62	$1,3a$

В турбулентном потоке различают три зоны, для которых коэффициент λ рассчитывают по разным формулам:

для зоны гладкого трения ($2320 < Re < 10/e$)

$$\lambda = 0,316/\sqrt[4]{Re}; \quad (1.5)$$

для зоны смешанного трения ($10/e < Re < 560/e$)

$$\lambda = 0,11(e + 68/Re)^{0,25}; \quad (1.6)$$

для зоны, автомодельной по отношению к Re ($Re > 560/e$)

$$\lambda = 0,11e^{0,25} \quad (1.7)$$

В формулах (1.5) — (1.7) $e = \Delta/d$, — относительная шероховатость трубы; Δ — абсолютная шероховатость трубы (средняя высота выступов на поверхности трубы).

Ориентировочные значения абсолютной шероховатости труб Δ приведены ниже:

Трубы	Δ , мм
Стальные новые	0,06—0,1
Стальные, бывшие в эксплуатации, с незначительной коррозией	0,1—0,2
Стальные старые, загрязненные	0,5—2
Чугунные новые, керамические	0,35—1
Чугунные водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,4
Алюминиевые гладкие	0,015—0,06
Трубы из латуни, меди и свинца чистые цельнотянутые, стеклянные	0,0015—0,01
Для насыщенного пара	0,2
Для пара, работающие периодически	0,5
Для конденсата, работающие периодически	1,0
Воздухопроводы от поршневых и турбокомпрессоров	0,8

Значения коэффициентов местных сопротивлений ξ в общем случае зависят от вида местного сопротивления и режима движения жидкости. Ниже приведены наиболее распространенные типы местных сопротивлений и соответствующие значения коэффициентов ξ .

1. *Вход в трубу*: с острыми краями — $\xi = 0,5$, с закругленными краями — $\xi = 0,2$.

2. *Выход из трубы*: $\xi = 1$

3. *Плавный отвод круглого сечения*: $\xi = A \cdot B$.

Коэффициент A зависит от угла φ , на который изменяется направление потока в отводе:

Угол φ , град.	20	30	45	60	90	110	130	150	180
A	0,31	0,45	0,60	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40

Коэффициент B зависит от отношения радиуса поворота трубы R_0 к внутреннему диаметру трубы d :

R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50
B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03

4. *Колено с углом 90° (угольник)*:

d трубы, мм	12,5	25	37	50	> 50
ξ	2,2	2	1,6	1,1	1,1

5. Вентиль нормальный при полном открытии:

d трубы, мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
ξ	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5

6. Вентиль прямооточный при полном открытии. При $Re > 3 \cdot 10^5$:

d трубы, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
ξ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,31

При $Re < 3 \cdot 10^5$ указанное значение ξ следует умножить на коэффициент k , зависящий от Re :

Re	5000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000
k	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93

7. Внезапное расширение. Значения ξ зависят от соотношения площадей меньшего и большего сечений F_1/F_2 и от числа Re (рассчитываемого через скорость и эквивалентный диаметр для меньшего сечения):

Re	ξ при F_1/F_2 , равно					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,10	3,10	3,10	3,10	3,10	3,10
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1000	2,00	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
≥ 3500	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16

8. Внезапное сужение. Значения ξ определяют так же, как при внезапном расширении:

Re	ξ при F_1/F_2 , равно					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10000	0,50	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
> 10000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

9. Тройники. Коэффициенты ξ определяют в зависимости от отношения расхода жидкости в ответвлении $Q_{отв}$ к общему расходу Q_M в основном трубопроводе (магистрале). При определении потерь напора с использованием приведенных ниже коэффициентов следует исходить из скорости жидкости в магистрали. Коэффициенты местных сопротивлений, относящиеся к магистрали (ξ_M) и к ответвляющемуся трубопроводу ($\xi_{отв}$), в ряде случаев могут иметь отрицательные значения, так как при слиянии или разделении потоков возможно всасывание жидкости и увеличение напора:

	$Q_{отв}/Q_M$					
	0,0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
<i>Поток входит в магистраль</i>						
$\xi_{отв}$	-1,2	-0,4	0,08	0,47	0,72	0,91
ξ_M	0,04	0,17	0,30	0,41	0,51	0,60
<i>Поток выходит из магистрали</i>						
$\xi_{отв}$	0,95	0,88	0,89	0,95	1,10	1,28
ξ_M	0,04	-0,08	-0,05	0,07	0,21	0,35

d трубы, мм	15—100	175—200	300 и выше
ξ	0,5	0,25	0,15

1.2. РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОГО ДИАМЕТРА ТРУБОПРОВОДОВ

Внутренний диаметр трубопровода круглого сечения рассчитывают [1] по формуле

$$d = \sqrt[4]{4Q / (\pi \omega)}. \quad (1.8)$$

Обычно расход перекачиваемой среды известен и, следовательно, для расчета диаметра трубопровода требуется определить единственный параметр — ω . Чем больше скорость, тем меньше требуемый диаметр трубопровода, т. е. меньше стоимость трубопровода, его монтажа и ремонта. Однако с увеличением скорости растут потери напора в трубопроводе, что приводит к увеличению перепада давления, необходимого для перемещения среды, и, следовательно, к росту затрат энергии на ее перемещение.

Оптимальный диаметр трубопровода, при котором суммарные затраты на перемещение жидкости или газа минимальны, следует находить путем технико-экономических расчетов. На практике можно исходить из следующих значений скоростей, обеспечивающих близкий к оптимальному диаметр трубопровода:

<i>Перекачиваемая среда</i>		ω , м/с
Жидкости		
При движении самотеком:		
вязкие		0,1—0,5
маловязкие		0,5—1,0
При перекачивании насосами:		
во всасывающих трубопроводах		0,8—2,0
в нагнетательных трубопроводах		1,5—3,0
Газы		
При естественной тяге		2—4
При небольшом давлении (от вентиляторов)		4—15
При большом давлении (от компрессоров)		15—25
Пары		
Перегретые		30—50
Насыщенные при давлении, Па:		
больше 10^5		15—25
$(1—0,5)10^5$		20—40
$(5—2)10^4$		40—60
$(2—0,5)10^4$		60—75

Ниже представлены некоторые характеристики стальных труб, применяемых в промышленности (символ «У» относится к углеродистой стали, «Н» — к нержавеющей):

Наружный диаметр, мм	Толщина стенки, мм	Материал	Наружный диаметр, мм	Толщина стенки, мм	Материал
14	2	У, Н	90	4	У, Н
14	2,5	Н	90	5	У, Н
14	3	У	89	4	У
16	2	У	89	4,5	Н
18	2	У, Н	89	6	У
18	3	У, Н	95	4	У, Н
20	2	Н	95	5	У
20	2,5	У	108	4	У
22	2	У, Н	108	5	У
22	3	У	108	6	Н
25	2	У, Н	133	4	У
25	3	У	133	6	Н

Наружный диаметр, мм	Толщина стенки, мм	Материал	Наружный диаметр, мм	Толщина стенки, мм	Материал
32	3	Н	133	7	У
32	3,5	У	159	4,5	У
38	2	У, Н	159	5	У
38	3	Н	159	6	Н
38	4	У	159	7	У
45	3,5	Н	194	6	У
45	4	У	194	10	У
48	3	Н	219	6	У
48	4	У	219	8	У
56	3,5	Н	245	7	У
57	2,5	У	245	10	У
57	3,5	У	273	10	У
57	4	У	325	10	У
70	3	Н	325	12	У
70	3,5	У	377	10	У
76	4	У	426	11	У

1.3. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ АППАРАТОВ С ПОРИСТЫМИ И ЗЕРНИСТЫМИ СЛОЯМИ И НАСАДКАМИ

Во многих аппаратах для тепловых и массообменных процессов каналы, по которым проходит жидкость или газ, имеют полое сечение (круглое или прямоугольное). Гидравлическое сопротивление таких аппаратов рассчитывают по тем же формулам, что и сопротивление трубопроводов. Осадки на фильтрах, гранулы катализаторов и сорбентов, насадки в абсорбционных и ректификационных колоннах и т. п. образуют в аппаратах пористые или зернистые слои [1—3]. При расчете гидравлического сопротивления таких слоев можно использовать зависимость, по внешнему виду аналогичную уравнению для определения потери давления на трение в трубопроводах:

$$\Delta p_c = \lambda \frac{l}{d_s} \frac{\rho \omega^2}{2}, \quad (1.9)$$

где λ — общий коэффициент сопротивления, отражающий влияние сопротивления трения и местных сопротивлений, возникающих при движении жидкости по каналам слоя и обтекании отдельных элементов слоя; l — средняя длина каналов слоя; ρ — плотность жидкости или газа; ω — средняя истинная скорость среды в каналах слоя.

Рассматривая движение жидкости или газа через слой на основе внутренней задачи гидродинамики (движение внутри каналов, образуемых пустотами и порами между элементами слоя), можно преобразовать выражение (1.9) к удобному для расчетов виду:

$$\Delta p_c = \lambda H a \rho \omega_n^2 (8\varepsilon^3), \quad (1.10)$$

где H — высота слоя; a — удельная поверхность, представляющая собой поверхность частиц материала, находящихся в единице объема, занятого слоем; ε — порозность, или доля свободного объема (отношение объема свободного пространства между частицами к объему, занятому слоем); ω_n — фиктивная скорость жидкости или газа, рассчитываемая как отношение объемного расхода движущейся среды ко всей площади поперечного сечения слоя.

Значение λ находят по уравнению

$$\lambda = 133/\text{Re} + 2.34. \quad (1.11)$$

Критерий Рейнольдса в данном случае определяют по формуле

$$\text{Re} = 4\omega_n \rho / (a\mu). \quad (1.12)$$

Если неизвестно значение a , иногда бывает удобнее использовать выражение, полученное исходя из внешней задачи гидродинамики (обтекание отдельных элементов слоя):

$$\Delta p_{\epsilon} = 3\lambda H(1 - \epsilon) \rho \omega_0^2 / (4\epsilon^3 d_u \Phi), \quad (1.13)$$

где d_u — диаметр частиц правильной шаровой формы; для частиц неправильной формы d_u — диаметр эквивалентного шара, т. е. шара, имеющего такой же объем, как и частица; Φ — фактор формы частицы, определяемый соотношением $\Phi = F_w / F_u$ (F_w — поверхность шара, имеющего тот же объем, что и данная частица с поверхностью F_u).

Величину λ определяют по соотношению (1.11). Критерий Рейнольдса в этом случае рассчитывают по формуле

$$Re = \frac{2}{3} \frac{\Phi}{(1 - \epsilon)} Re_0, \quad (1.14)$$

где

$$Re_0 = \omega_0 d_u \rho / \mu. \quad (1.15)$$

Переход от выражения (1.10) к (1.13) или обратный можно осуществить с помощью соотношения

$$a = 6(1 - \epsilon) / (\Phi d_u). \quad (1.16)$$

По уравнению (1.11) рассчитывают λ для зернистых слоев с относительно равномерным распределением пустот (слоев гранул, зерен, шарообразных частиц). При движении газов или паров через слои колец Рашига внутренние полости колец нарушают равномерность распределения пустот. В этом случае для расчета λ используют следующие соотношения:

для колец, загруженных внавал

$$\text{при } Re < 40 \quad \lambda = 140 / Re, \quad (1.17)$$

$$\text{при } Re > 40 \quad \lambda = 16 / Re^{0.2}; \quad (1.18)$$

для правильно уложенных колец

$$\lambda = A / Re^{0.375}, \quad (1.19)$$

$$A = 3,12 + 17(d_s / H) (d_s / d_u)^{1.37} \quad (1.20)$$

где d_u и d_n — соответственно внутренний и наружный диаметр кольца; d_s — эквивалентный диаметр, определяемый по формуле

$$d_s = 4\epsilon / a. \quad (1.21)$$

Это выражение характеризует эквивалентный диаметр для любых пористых и зернистых слоев.

Определив λ по одной из формул — (1.17), (1.18) или (1.19), можно рассчитать гидравлическое сопротивление сухой насадки по соотношению (1.10).

При свободной засыпке шарообразных частиц доля свободного объема составляет в среднем $\epsilon = 0,4$. Фактор формы для округлых частиц заключен в пределах между $\Phi = 1$ (для правильных шаров) и $\Phi = 0,806$ (для правильных кубов). Для цилиндрических частиц фактор формы меняется в зависимости от отношения высоты цилиндра h_u к его диаметру d_u . Так, $\Phi = 0,69$ при $h_u / d_u = 5$; $\Phi = 0,32$ при $h_u / d_u = 0,05$.

Формулы (1.10) и (1.13) применимы для движения потока через неподвижные слои. Для псевдооживленных слоев гидравлическое сопротивление определяют по формуле

$$\Delta p_{\text{ис}} = H(1 - \epsilon) (\rho_T - \rho) g. \quad (1.22)$$

где ρ_T — плотность твердых частиц, образующих слой; ρ — плотность среды.

В формулу (1.22) можно подставлять значения H и ϵ для неподвижного слоя, поскольку произведение $H(1 - \epsilon)$, представляющее собой объем твердых частиц, входящий

щийся на единицу поперечного сечения аппарата, не меняется при переходе от неподвижного слоя к псевдооживленному:

$$H(1 - \epsilon) = H_{nc}(1 - \epsilon_{nc}), \quad (1.23)$$

где H_{nc} и ϵ_{nc} — соответственно высота и порозность псевдооживленного слоя.

Скорость ω_{nc} , при которой неподвижный зернистый слой переходит в псевдооживленное состояние (скорость начала псевдооживления), можно определить следующим образом. Критерий Re_{0nc} , соответствующий скорости начала псевдооживления, находят путем решения квадратного уравнения

$$1,75Re_{0nc}^2/(\epsilon^3\Phi) + 150(1 - \epsilon)Re_{0nc}/(\epsilon^3\Phi^2) - Ar = 0. \quad (1.24)$$

Критерий Архимеда рассчитывают по уравнению

$$Ar = d_p^3 \rho g (\rho_r - \rho) / \mu^2 \quad (1.25)$$

Для частиц, близких к сферическим, для нахождения Re_{0nc} можно использовать приближенное решение уравнения (1.24):

$$Re_{0nc} = Ar / (1400 + 5,22 \sqrt{Ar}). \quad (1.26)$$

На основе соотношения (1.15) находят ω_{nc} :

$$\omega_{nc} = Re_{0nc} \mu / (d_p \rho). \quad (1.27)$$

Скорость свободного витания ω_{cv} , при которой происходит разрушение псевдооживленного слоя и массовый унос частиц, определяют следующим образом.

Рассчитывают критерий Re_{0cv} , соответствующий скорости свободного витания частиц:

$$Re_{0cv} = Ar / (18 + 0,575 \sqrt{Ar}) \quad (1.28)$$

Используя (1.15), определяют ω_{cv} :

$$\omega_{cv} = Re_{0cv} \mu / (d_p \rho). \quad (1.29)$$

Таким образом, псевдооживленный слой существует в диапазоне скоростей $\omega_{nc} < \omega_0 < \omega_{cv}$.

Порозность псевдооживленного слоя определяют по формуле:

$$\epsilon_{nc} = [(18Re_0 + 0,36Re_0^2) / Ar]^{0,21} \quad (1.30)$$

Рассчитав ϵ_{nc} , можно с помощью соотношения (1.23) определить высоту псевдооживленного слоя.

В химической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности распространены барботажные (тарельчатые) колонны. При расчетах гидравлического сопротивления барботажных аппаратов обычно требуется определить гидравлическое сопротивление «сухих» (неорошаемых) тарелок Δp_c , через которые проходит газ или пар. Значение Δp_c рассчитывают по формуле

$$\Delta p_c = \xi \rho \omega^2 / 2, \quad (1.31)$$

где ξ — коэффициент сопротивления сухой тарелки; ω — скорость газа или пара в отверстиях (щелях, прорезях колпачков) тарелки.

1.4. РАСЧЕТ НАСОСОВ И ВЕНТИЛЯТОРОВ

Насосы. Основными типами насосов, применяемых в химической технологии, являются центробежные, поршневые и осевые насосы. При проектировании обычно возникает задача определения необходимого напора и мощности при заданной подаче (расходе) жидкости, перемещаемой насосом. Далее по этим характеристикам выбирают насос конкретной марки [1, 2, 4, 5]

Полезную мощность, затрачиваемую на перекачивание жидкости, определяют по формуле

$$N_n = \rho g Q H, \quad (1.32)$$

где Q — подача (расход); H — напор насоса (в м столба перекачиваемой жидкости). Напор рассчитывают по формуле

$$H = (p_2 - p_1) / (\rho g) + H_r + h_n, \quad (1.33)$$

где p_1 — давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость; p_2 — давление в аппарате, в который подается жидкость; H_r — геометрическая высота подъема жидкости; h_n — суммарные потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы, находят по формуле

$$N = N_n / (\eta_n \eta_{пер}), \quad (1.34)$$

где η_n и $\eta_{пер}$ — коэффициенты полезного действия соответственно насоса и передачи от электродвигателя к насосу.

Если к. п. д. насоса неизвестен, можно руководствоваться следующими примерными значениями его:

Насос	Центробежный	Осевой	Поршневой
К. п. д.	0,4—0,7 (малая и средняя подача) 0,7—0,9 (большая подача)	0,7—0,9	0,65—0,85

К. п. д. передачи зависит от способа передачи усилия. В центробежных и осевых насосах вал электродвигателя обычно непосредственно соединяется с валом насоса; в этих случаях $\eta_{пер} \approx 1$. В поршневых насосах чаще всего используют зубчатую передачу; при этом $\eta_{пер} = 0,93—0,98$.

Зная N , по каталогу выбирают электродвигатель к насосу; он должен иметь номинальную мощность N_n , равную N . Если в каталоге нет электродвигателя с такой мощностью, следует выбрать двигатель с ближайшей большей мощностью.

При расчете затрат энергии на перекачивание необходимо учитывать, что мощность $N_{дв}$, потребляемая двигателем от сети, больше номинальной вследствие потерь энергии в самом двигателе:

$$N_{дв} = N_n / \eta_{дв}, \quad (1.35)$$

где $\eta_{дв}$ — коэффициент полезного действия двигателя.

Если к. п. д. двигателя неизвестен, его можно выбирать в зависимости от номинальной мощности:

N_n , кВт	0,4—1	1—3	3—10	10—30	30—100	100—200	> 200
$\eta_{дв}$	0,7—0,78	0,78—0,83	0,83—0,87	0,87—0,9	0,9—0,92	0,92—0,94	0,94

Устанавливая насос в технологической схеме, следует учитывать, что высота всасывания $H_{вс}$ не должна превышать значения, вычисленного по формуле

$$H_{вс} \leq p_t / \rho g - (p_t / \rho g + \omega_{вс}^2 / 2g + h_{н\ в\ с} + h_3), \quad (1.36)$$

где p_t — давление насыщенного пара перекачиваемой жидкости при рабочей температуре; $\omega_{вс}$ — скорость жидкости во всасывающем патрубке насоса; $h_{н\ в\ с}$ — потеря напора во всасывающей линии; h_3 — запас напора, необходимый для исключения кавитации (в центробежных насосах) или предотвращающий отрыв поршня от жидкости вследствие сил инерции (в поршневых насосах).

Для центробежных насосов

$$h_3 = 0,3 (Qn^2)^{2/3}, \quad (1.37)$$

где n — частота вращения вала, s^{-1}

Для поршневых насосов при наличии воздушного колпака на всасывающей линии

$$h_3 = 1,2 (l/g) (f_1/f_2) (u^2/r), \quad (1.38)$$

Таблица 1.1. Допустимая высота всасывания для поршневых насосов

	$H_{вс}$ при температуре воды, °С						
	0	20	30	40	50	60	70
0,834	7,0	6,5	6,0	5,5	4,0	2,5	0
1,00	6,5	6,0	5,5	5,0	3,5	2,0	0
1,50	5,5	5,0	4,5	4,0	2,5	1,0	0
2,00	4,5	4,0	3,5	3,0	1,5	0,5	0
3,00	2,5	2,0	1,5	1,0	0	0	0

где l — высота столба жидкости во всасывающем трубопроводе, отсчитываемая от свободной поверхности жидкости в колпаке; f_1 и f_2 — площади сечения соответственно поршня и трубопровода; u — окружная скорость вращения; r — радиус кривошипа.

Для определения допустимой высоты всасывания при перекачивании воды поршневыми насосами можно использовать данные табл. 1.1.

Вентиляторы. Вентиляторами называют машины, перемещающие газовые среды при степени повышения давления до 1,15. В промышленности наиболее распространены центробежные и осевые вентиляторы. В зависимости от давления, создаваемого вентиляторами, их подразделяют на три группы: низкого давления — до 981 Па, среднего — от 981 до 2943, высокого — от 2943 до 11 772 Па. Центробежные вентиляторы охватывают все три группы, осевые вентиляторы — преимущественно низкого давления, в очень редких случаях — среднего.

Поскольку повышение давления в вентиляторах невелико, изменением термодинамического состояния газа в них можно пренебречь, и к ним применима теория машин для несжимаемой среды.

Мощность, потребляемую вентиляторами, рассчитывают по формулам (1.32), (1.34) и (1.35). Требуемый напор вентилятора (в м столба газа) определяют по формуле

$$H = (p_2 - p_1) / (\rho g) + h_n, \quad (1.39)$$

где p_1 — давление в аппарате, из которого засасывается газ; p_2 — давление в аппарате, в который подается газ; h_n — суммарные потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

К. п. д. центробежных вентиляторов обычно составляет $\eta_n = 0,6 - 0,9$, осевых $\eta_n = 0,7 - 0,9$. При непосредственном соединении валов вентиляторов и двигателя $\eta_{пер} = 1$, при клиноременной передаче $\eta_{пер} = 0,98$.

В Приложении 1.1 даны основные технические характеристики насосов и вентиляторов, используемых в химической промышленности.

Пример расчета насоса. Подобрать насос для перекачивания воды при температуре 20 °С из открытой емкости в аппарат, работающий под избыточным давлением 0,1 МПа. Расход воды $1,2 \cdot 10^{-2}$ м³/с. Геометрическая высота подъема воды 15 м. Длина трубопровода на линии всасывания 10 м, на линии нагнетания 40 м. На линии нагнетания имеются два отвода под углом 120°, десять отводов под углом 90° с радиусом поворота, равным 6 диаметрам трубы, и два нормальных вентиля. На всасывающем участке трубопровода установлено два прямооточных вентиля, имеется четыре отвода под углом 90° с радиусом поворота, равным шести диаметрам трубы.

Проверить возможность установки насоса на высоте 4 м над уровнем воды в емкости.

Выбор трубопровода.

Для всасывающего и нагнетательного трубопровода примем одинаковую скорость течения воды, равную 2 м/с. Тогда диаметр по формуле (1.8) равен

$$d = \sqrt{4 \cdot 1,2 \cdot 10^{-2} / (3,14 \cdot 2)} = 0,088 \text{ м.}$$

Выбираем стальную трубу наружным диаметром 95 м, толщиной стенки 4 мм. Внутренний диаметр трубы $d = 0,087$ м. Фактическая скорость воды в трубе

$$w = 4Q / (\pi d^2) = 4 \cdot 1,2 \cdot 10^{-2} / (3,14 \cdot 0,087^2) = 2,02 \text{ м/с.}$$

Примем, что коррозия трубопровода незначительна.

Определение потерь на трение и местные сопротивления

$$Re = wd\rho/\mu = 2,02 \cdot 0,087 \cdot 998 / (1,005 \cdot 10^{-3}) = 174\,500,$$

Далее получим:

$$1/e=435; 560/e=244\ 000; 10/e=4350; 4350 < \text{Re} < 244\ 000.$$

Таким образом, в трубопроводе имеет место смешанное трение, и расчет λ следует проводить по формуле (1.6):

$$\lambda = 0,11 (0,0023 + 68/174\ 500)^{0,25} = 0,025.$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.

Для всасывающей линии:

1) вход в трубу (принимая с острыми краями): $\xi_1 = 0,5$;
2) прямооточные вентили: для $d = 0,076$ м $\xi = 0,6$; для $d = 0,10$ м $\xi = 0,5$; интерполяцией находим, что для $d = 0,087$ $\xi = 0,56$; умножая на поправочный коэффициент $k = 0,925$, получим $\xi_2 = 0,52$;

3) отводы: коэффициент $A = 1$, коэффициент $B = 0,09$; $\xi_3 = 0,09$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии:

$$\sum \xi = \xi_1 + 2\xi_2 + 4\xi_3 = 0,5 + 1,04 + 0,36 = 1,9.$$

Потерянный напор во всасывающей линии находим по формуле (1.2):

$$h_{н. вс} = \left(0,025 \frac{10}{0,087} + 1,9 \right) \frac{2,02^2}{2 \cdot 9,81} = 0,99 \text{ м.}$$

Для нагнетательной линии:

1) отводы под углом 120° : $A = 1,17$; $B = 0,09$; $\xi_1 = 0,105$;

2) отводы под углом 90° : $\xi_2 = 0,09$ (см. выше);

3) нормальные вентили: для $d = 0,08$ м $\xi = 4,0$; для $d = 0,1$ м $\xi = 4,1$; для $d = 0,087$ $\xi_3 = 4,04$;

4) выход из трубы: $\xi_4 = 1$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений в нагнетательной линии:

$$\sum \xi = 2\xi_1 + 10\xi_2 + 2\xi_3 + \xi_4 = 2 \cdot 0,105 + 10 \cdot 0,09 + 2 \cdot 4,04 + 1 = 10,2.$$

Потерянный напор в нагнетательной линии по формуле (1.2):

$$h_{н. наг} = \left(0,025 \frac{40}{0,087} + 10,2 \right) \frac{2,02^2}{(2 \cdot 9,81)} = 4,51 \text{ м.}$$

Общие потери напора:

$$h_n = h_{н. вс} + h_{н. наг} = 0,99 + 4,51 = 5,5 \text{ м.}$$

Выбор насоса.

Находим потребный напор насоса по формуле (1.33):

$$H = 0,1 \cdot 10^6 / (998 \cdot 9,81) + 15 + 5,5 = 30,7 \text{ м вод. ст.}$$

Такой напор при заданной производительности обеспечивается одноступенчатыми центробежными насосами (см. Приложение 1.1, табл. 1) Учитывая широкое распространение этих насосов в промышленности ввиду достаточно высокого к. п. д., компактности и удобства комбинирования с электродвигателями, выбираем для последующего рассмотрения именно эти насосы.

Полезную мощность насоса определим по формуле (1.32):

$$N_n = 998 \cdot 9,81 \cdot 0,012 \cdot 30,7 = 3606 \text{ Вт} = 3,61 \text{ кВт.}$$

Принимая $\eta_{пер} = 1$ и $\eta_n = 0,6$ (для центробежного насоса средней производительности), найдем по формуле (1.34) мощность на валу двигателя:

$$N = 3,61 / 0,6 \cdot 1 = 6,02 \text{ кВт.}$$

По табл. 1 Приложения 1.1 устанавливаем, что заданным подаче и напору более всего соответствует центробежный насос марки Х45/31, для которого при оптимальных условиях работы $Q = 1,25 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 31$ м, $\eta_n = 0,6$. Насос обеспечен электродвигателем АО2-52-2 номинальной мощностью $N_n = 13$ кВт, $\eta_{дв} = 0,89$. Частота вращения вала $n = 48,3 \text{ с}^{-1}$

Определение предельной высоты всасывания

По формуле (1.37) рассчитаем запас напора на кавитацию:

$$h_3 = 0,3 (0,012 \cdot 48,3^2)^{2/3} = 2,77 \text{ м.}$$

По таблицам давлений насыщенного водяного пара [2] найдем, что при 20 °С $p_t = 2,35 \cdot 10^3$ Па. Примем, что атмосферное давление равно $p_1 = 10^5$ Па, а диаметр всасывающего патрубка равен диаметру трубопровода. Тогда по формуле (1.36) найдем:

$$H_{\text{вс}} \leq \frac{10^5}{998 \cdot 9,81} - \left(\frac{2,35 \cdot 10^3}{998 \cdot 9,81} + \frac{2,02^2}{2 \cdot 9,81} + 0,99 + 2,77 \right) = 6,0.$$

Таким образом, расположение насоса на высоте 4 м над уровнем воды в емкости вполне возможно.

Пример расчета вентилятора. Подобрать вентилятор для перекачивания воздуха через адсорбер. Расход воздуха 0,4 м³/с, температура 20 °С. Воздух вводится в нижнюю часть адсорбера. Давление исходного воздуха и над слоем адсорбента атмосферное. Сорбент представляет собой частицы, плотность которых $\rho_t = 800$ кг/м³, средний размер $d_n = 0,00205$ м, фактор формы $\Phi = 0,8$. Высота неподвижного слоя сорбента 0,65 м, порозность $\epsilon = 0,4$ м³/м³. Внутренний диаметр адсорбера $D = 1,34$ м. Длина трубопровода от точки забора воздуха до адсорбера составляет 20 м. На трубопроводе имеются четыре колена под углом 90° и одна задвижка.

Определяем состояние (неподвижное или псевдооживленное) слоя.

Фиктивная скорость воздуха в аппарате

$$\omega_0 = 4Q / (\pi D^2) = 4 \cdot 0,4 / (3,14 \cdot 1,34^2) = 0,284 \text{ м/с.}$$

Рассчитаем критерий Архимеда по формуле (1.25):

$$Ar = (0,00205)^3 \cdot 1,206 \cdot 9,81 (800 - 1,206) / (1,85 \cdot 10^{-5})^2 = 2,38 \cdot 10^5$$

Определим $Re_{\text{нс}}$ по приближенной формуле (1.26):

$$Re_{\text{нс}} = 2,38 \cdot 10^5 / (1400 + 5,22 \sqrt{2,38 \cdot 10^5}) = 60,3.$$

Скорость начала псевдооживления найдем по формуле (1.27):

$$\omega_{\text{нс}} = 60,3 \cdot 1,85 \cdot 10^{-5} / (0,00205 \cdot 1,206) = 0,451 \text{ м/с.}$$

Таким образом, $\omega_0 < \omega_{\text{нс}}$; слой находится в неподвижном состоянии.

Определим критерий Рейнольдса в слое по формуле (1.14):

$$Re = \frac{2 \cdot 0,8}{3(1-0,4)} \cdot \frac{0,284 \cdot 0,00205 \cdot 1,206}{1,85 \cdot 10^{-5}} = 33,7.$$

Рассчитаем λ по формуле (1.11):

$$\lambda = 133/33,7 + 2,34 = 6,29.$$

Найдем гидравлическое сопротивление слоя по формуле (1.13):

$$\Delta p_c = 3 \cdot 6,29 \cdot 0,65 (1 - 0,4) \cdot 1,206 \cdot 0,284^2 / (4 \cdot 0,8 \cdot 0,4^3 \cdot 0,00205) = 1705 \text{ Па.}$$

Примем, что гидравлическое сопротивление газораспределительной решетки и других вспомогательных устройств в адсорбере составляет 10 % от сопротивления слоя. Тогда гидравлическое сопротивление аппарата

$$\Delta p_a = 1705 \cdot 1,1 = 1876 \text{ Па.}$$

Примем скорость воздуха в трубопроводе $\omega = 10$ м/с. Тогда диаметр трубопровода по формуле (1.8) равен

$$d = \sqrt{4 \cdot 0,4 / (3,14 \cdot 10)} = 0,226 \text{ м.}$$

Выбираем стальной трубопровод наружным диаметром 245 мм и толщиной стенки 7 мм. Тогда внутренний диаметр $d = 0,231$ м. Фактическая скорость в трубе

$$\omega = 0,4 \cdot 4 / (3,14 \cdot 0,231^2) = 9,55 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса для потока в трубопроводе:

$$Re = 9,55 \cdot 0,231 \cdot 1,206 / (1,85 \cdot 10^{-5}) = 143 \text{ 800.}$$

Примем, что трубы были в эксплуатации, имеют незначительную коррозию. Тогда $\Delta = 0,15$ мм. Получим:

$$e = 1,5 \cdot 10^{-4} / 0,231 = 6,49 \cdot 10^{-4}; \quad 1/e = 1541; \quad 10 \cdot 1/e = 15 \text{ 410}; \quad 560 \cdot 1/e = 862 \text{ 900}; \quad 15 \text{ 410} < Re = 143 \text{ 800} < 862 \text{ 900.}$$

Таким образом, расчет λ следует проводить для зоны смешанного трения по формуле (1.6):

$$\lambda = 0,11 (6,49 \cdot 10^{-4} + 68/143 \text{ 800})^{0,25} = 0,020.$$

Определим коэффициенты местных сопротивлений:

1) вход в трубу (принимая с острыми краями): $\xi_1 = 0,5$;

2) задвижка: для $d = 0,231$ м $\xi_2 = 0,22$;

3) колено: $\xi_3 = 1,1$;

4) выход из трубы: $\xi_4 = 1$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений:

$$\sum \xi = 0,5 + 0,22 + 4 \cdot 1,1 + 1 = 6,12.$$

Гидравлическое сопротивление трубопровода по формуле (1.1):

$$\Delta p_n = (0,020 \cdot 20 / 0,231 + 6,12) 1,206 \cdot 9,55^2 / 2 = 432 \text{ Па}.$$

Избыточное давление, которое должен обеспечить вентилятор для преодоления гидравлического сопротивления аппарата и трубопровода, равно:

$$\Delta p = \Delta p_n + \Delta p_n = 1876 + 432 = 2308 \text{ Па}.$$

Таким образом, необходим вентилятор среднего давления. Полезную мощность его находим по формуле (1.32):

$$N_n = \rho g Q H = Q \Delta p = 0,4 \cdot 2308 = 923 \text{ Вт} = 0,923 \text{ кВт}.$$

Принимая $\eta_{\text{пер}} = 1$ и $\eta_n = 0,6$, по формуле (1.34) найдем:

$$N = 0,923 / 0,6 = 1,54 \text{ кВт}.$$

По табл. 9 и 10 Приложения 1.1 паходим, что полученным данным лучше всего удовлетворяет вентилятор Ц1-1450.

1.5. РАСЧЕТ ОТСТОЙНИКОВ

Отстаивание применяют в промышленности для сгущения суспензий или классификации по фракциям частиц твердой фазы суспензии. Конструктивно сгустители и классификаторы выполняют аналогично, однако при расчете сгустителей основываются на скорости осаждения самых мелких частиц суспензий, а при расчете классификаторов — на скорости осаждения тех частиц, которые должны быть преимущественно отделены на данной стадии.

В промышленности широко применяют отстойники непрерывного действия с гребковой мешалкой (рис. 1.1). Их основные размеры приведены ниже:

Диаметр, м	1,8	3,6	6,0	9,0	12,0	15,0	18,0	24,0	30,0
Высота, м	1,8	1,8	3,0	3,6	3,5	3,6	3,2	3,6	3,6
Поверхность, м ²	2,54	10,2	28,2	63,9	113	176,6	254	452	706,5

При расчете отстойников основной расчетной величиной является поверхность осаждения F (м²), которую находят по формуле

$$F = K_3 \frac{G_{\text{см}}}{\rho_0 \cdot c_n \cdot \omega_{\text{ст}}} \left(\frac{x_{\text{ос}} - x_{\text{см}}}{x_{\text{ос}} - x_{\text{н.св}}} \right), \quad (1.40)$$

где K_3 — коэффициент запаса поверхности, учитывающий неравномерность распределения исходной суспензии по всей площади осаждения, вихреобразование и другие факторы, проявляющиеся в производственных условиях (обычно $K_3 = 1,3 - 1,35$); $G_{\text{см}}$ —

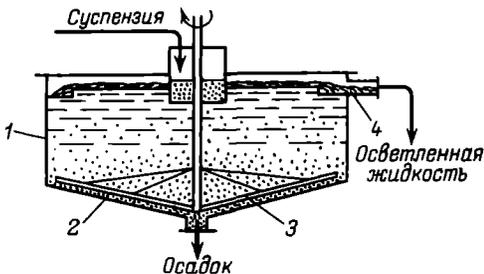


Рис. 1.1. Отстойник для суспензий:

1 — цилиндрический корпус; 2 — днище; 3 — гребковая мешалка; 4 — кольцевой желоб для сбора осветленной жидкости

массовый расход исходной суспензии, кг/с; $\rho_{осв}$ — плотность осветленной жидкости, кг/м³; $\omega_{ст}$ — скорость осаждения частиц суспензии, м/с; $x_{см}$, $x_{ос}$ и $x_{осв}$ — содержание твердых частиц соответственно в исходной смеси, осадке и осветленной жидкости, масс. доли.

Скорость осаждения частиц суспензии (скорость стесненного осаждения) можно рассчитать по формулам (в м/с):

$$\text{при } \epsilon > 0,7 \quad \omega_{ст} = \omega_{ос} \epsilon^2 10^{-1,82(1-\epsilon)}, \quad (1.41)$$

$$\text{при } \epsilon \leq 0,7 \quad \omega_{ст} = \omega_{ос} \cdot 0,123 \epsilon^3 / (1 - \epsilon), \quad (1.42)$$

где $\omega_{ос}$ — скорость свободного осаждения частиц; ϵ — объемная доля жидкости в суспензии. Величину ϵ находят по соотношению

$$\epsilon = 1 - x_{см} \rho_{см} / \rho_{т}, \quad (1.43)$$

где $\rho_{см}$ и $\rho_{т}$ — плотность соответственно суспензии и твердых частиц, кг/м³

Плотность суспензии можно определить по формуле

$$\rho_{см} = 1 / [x_{см} / \rho_{т} + (1 - x_{см}) / \rho_{ж}], \quad (1.44)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность чистой жидкости.

Скорость свободного осаждения шарообразных частиц (в м/с) рассчитывают по формуле

$$\omega_{ос} = \mu_{ж} Re / (d_{т} \rho_{ж}), \quad (1.45)$$

где $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости, Па·с; $d_{т}$ — диаметр частицы, м; Re — число Рейнольдса при осаждении частицы.

Если частицы имеют нешарообразную форму, то в формулу (1.45) в качестве $d_{т}$ следует подставить диаметр эквивалентного шара; кроме того, величину $\omega_{ос}$ следует умножить на поправочный коэффициент φ , называемый коэффициентом формы. Его значения определяют опытным путем. В частности, для округлых частиц $\varphi \approx 0,77$, угловатых — 0,66, продолговатых — 0,58, пластинчатых — 0,43.

Значение Re рассчитывают по формулам, зависящим от режима осаждения, что определяется с помощью критерия Архимеда:

$$Ar = d_{т}^3 \rho_{ж} g (\rho_{т} - \rho_{ж}) / \mu_{ж}^2 \quad (1.46)$$

$$\text{при } Ar < 36 \quad Re = Ar / 18; \quad (1.47)$$

$$\text{при } 36 < Ar < 83\,000 \quad Re = 0,152 Ar^{0,714}; \quad (1.48)$$

$$\text{при } Ar > 83\,000 \quad Re = 1,74 \sqrt{Ar}. \quad (1.49)$$

Пример расчета отстойника. Рассчитать отстойник для сгущения водной суспензии по следующим данным: расход суспензии $G_{см} = 9600$ кг/ч, содержание твердых частиц в суспензии $x_{см} = 0,1$, в осадке $x_{ос} = 0,5$ и в осветленной жидкости $x_{осв} = 0,0001$ кг/кг. Частицы суспензии имеют шарообразную форму. Минимальный размер удаляемых частиц $d_{т} = 25$ мкм. Плотность частиц $\rho_{т} = 2600$ кг/м³. Осаждение происходит при температуре 5 °С.

Определим значение критерия Ar по формуле (1.46):

$$Ar = (25 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 1000 \cdot 9,81 (2600 - 1000) / (1,519 \cdot 10^{-3})^2 = 0,106.$$

Поскольку $Ar < 36$, рассчитаем Re по формуле (1.47):

$$Re = 0,106 / 18 = 0,00589.$$

Скорость свободного осаждения в соответствии с выражением (1.45) составит:

$$\omega_{ос} = 0,00589 \cdot 1,519 \cdot 10^{-3} / (25 \cdot 10^{-6} \cdot 1000) = 3,58 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Найдем плотность суспензии по формуле (1.44):

$$\rho_{см} = 1 / (0,1 / 2600 + 0,9 / 1000) = 1066 \text{ кг/м}^3$$

По формуле (1.43) определим значение ϵ :

$$\epsilon = 1 - 0,1 \cdot 1066 / 2600 = 0,959.$$

Поскольку $\epsilon > 0,7$, для расчета скорости стесненного осаждения применяем формулу (1.41):

$$\omega_{ст} = 3,58 \cdot 10^{-4} \cdot 0,959^2 \cdot 10^{-1,82(1-0,959)} = 2,77 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

По формуле (1.40) находим поверхность осаждения, принимая $K_3 = 1,3$ и считая, что плотность осветленной жидкости равна плотности чистой воды:

$$F = 1,3 \frac{9600}{3600 \cdot 1000 \cdot 2,77 \cdot 10^{-4}} \frac{(0,5 - 0,1)}{0,5 - 0,0001} = 10,0 \text{ м}^2.$$

По приведенным данным выбираем отстойник диаметром 3,6 м, высотой 1,8 м, имеющий поверхность 10,2 м².

1.6. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВ ДЛЯ СУСПЕНЗИЙ

Среди фильтров непрерывного действия известны вакуум-фильтры барабанные, дисковые, ленточные и ряд других. Основные характеристики типовых фильтров представлены в Приложении 1.2 (по данным [6]).

В химической технологии наиболее широко используют барабанные вакуум-фильтры с наружной фильтрующей поверхностью, характеризующиеся высокой скоростью фильтрования, пригодностью для обработки разнообразных суспензий, простотой обслуживания.

Основными задачами при проектировании являются расчет требуемой поверхности фильтрования, подбор по каталогам стандартного фильтра и определение числа фильтров, обеспечивающих заданную производительность.

Расчет проводят в два этапа. На первом определяют ориентировочно общую поверхность фильтрования, на основании которой выбирают число фильтров и их типоразмер. На втором этапе уточняют производительность выбранного фильтра и число фильтров [6].

Схема барабанного вакуум-фильтра представлена на рис. 1.2. Фильтр имеет вращающийся цилиндрический перфорированный барабан 1, покрытый металлической сеткой 2 и фильтровальной тканью 3. Часть поверхности барабана (30—40 %) погружена в суспензию, находящуюся в корыте 6. С помощью радиальных перегородок барабан разделен на ряд изолированных друг от друга ячеек (камер) 9. Ячейки с помощью труб 10, составляющих основу вращающейся части распределительной головки 11, соединяются с различными полостями неподвижной части распределительной головки 12, к которым подведены источники вакуума и сжатого воздуха. При вращении барабана каждая ячейка последовательно проходит несколько зон (I—IV на рис. 1.2).

Зона I — зона фильтрования и подсушки осадка, где ячейки соединяются с линией вакуума. Благодаря возникающему перепаду давления (с наружной стороны барабана давление атмосферное) фильтрат проходит через фильтровальную ткань 3, сетку 2 и перфорацию барабана 1 внутрь ячейки и по трубе 10 выводится из аппарата. На наружной поверхности фильтровальной ткани формируется осадок 4. При выходе ячеек из суспензии осадок частично подсушивается.

Зона II — зона промывки осадка и его сушки, где ячейки также соединены с линией вакуума. С помощью устройства 8 подается промывная жидкость, которая проходит через осадок и по трубам 10 выводится из аппарата. На участке этой зоны, где промывная жидкость не поступает, осадок высушивается.

Зона III — зона съема осадка; здесь ячейки соединены с линией сжатого воздуха для разрыхления осадка, что облегчает его удаление. Затем с помощью ножа 5 осадок отделяется от поверхности ткани.

Зона IV — зона регенерации фильтровальной перегородки, которая продувается сжатым воздухом и освобождается от оставшихся на ней твердых частиц.

После этого весь цикл операций повторяется. Таким образом, на каждом участке поверхности фильтра все операции происходят последовательно одна за другой, но

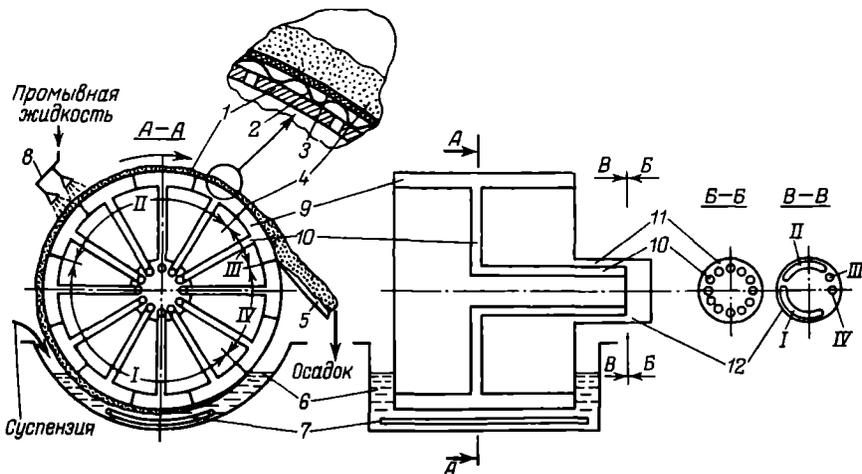


Рис. 1.2. Схема барабанного вакуум-фильтра с наружной фильтрующей поверхностью:

1 — вращающийся металлический перфорированный барабан; 2 — волнистая проволочная сетка; 3 — фильтровальная ткань; 4 — осадок; 5 — нож для съема осадка; 6 — корыто для суспензии; 7 — качающаяся мешалка; 8 — устройство для подвода промывной жидкости; 9 — ячейки барабана; 10 — трубы; 11, 12 — вращающаяся и неподвижная части распределительной головки

участки работают независимо, поэтому в целом все операции происходят одновременно, и процесс протекает непрерывно.

В корыте 6 для суспензии происходит осаждение твердых частиц под действием силы тяжести, причем в направлении, противоположном движению фильтрата. В связи с этим возникает необходимость перемешивания суспензии, для чего используют мешалку 7

Следует отметить, что ячейки при вращении барабана проходят так называемые «мертвые» зоны, в которых они оказываются отсоединенными от источников как вакуума, так и сжатого газа. Распределение зон по поверхности для стандартных фильтров общего назначения приведено в Приложении 1.2, табл. 1.

Исходными данными для расчета фильтра являются требуемая производительность по фильтрату, перепад давления при фильтровании и промывке, массовая концентрация твердой фазы в исходной суспензии. Кроме того, из экспериментов должны быть определены константы фильтрования: удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки; влажность отфильтрованного осадка; удельный расход промывной жидкости (т. е. расход, необходимый для промывки 1 кг осадка); минимальная продолжительность окончательной сушки осадка; оптимальная высота слоя осадка (как правило, она составляет 7—15 мм). Указанные эксперименты могут быть проведены на лабораторной ячейке.

Перед расчетом на основании стандартной разбивки поверхности фильтра на технологические зоны (см. Приложение 1.2, табл. 1), задаются значениями углов сектора предварительной сушки осадка, зон съема осадка, регенерации фильтровальной перегородки, мертвых зон.

Ориентировочная частота вращения барабана, обеспечивающая образование осадка заданной толщины, его промывку и сушку, может быть определена по уравнению

$$n = \frac{360 - (\varphi_{c1} + \varphi_0 + \varphi_p + \sum_{i=1}^4 \varphi_{mi})}{360 (\tau_\phi + \tau_{np} + \tau_{c2})}, \quad (1.50)$$

где τ_ϕ , τ_{np} и τ_{c2} — продолжительность соответственно фильтрования, промывки и сушки осадка после промывки.

Продолжительность фильтрования рассчитывают по уравнению (1.51), получаемому путем решения дифференциального уравнения фильтрования для случая постоянного перепада давления на фильтре:

$$\tau_{\phi} = \frac{\mu x_{\text{в}} r_{\text{в}}}{2\Delta p} \frac{h_{\text{ос}}^2}{x_0^2} + \frac{\mu R_{\phi, \text{п}}}{\Delta p} \frac{h_{\text{ос}}}{x_0}, \quad (1.51)$$

где μ — вязкость фильтрата; $x_{\text{в}}$ — масса твердой фазы, отлагающейся при прохождении единицы объема фильтрата, кг/м³; $r_{\text{в}}$ — массовое удельное сопротивление осадка, м/кг; $R_{\phi, \text{п}}$ — сопротивление фильтровальной перегородки, м⁻¹; Δp — перепад давления на фильтре; $h_{\text{ос}}$ — высота слоя осадка на фильтре; x_0 — отношение объема осадка на фильтре к объему полученного фильтрата. (Обычно при экспериментальном определении констант фильтрования получают величину $r_{\text{в}}$ — удельное объемное сопротивление осадка, м⁻². В этих случаях перейти к величине $r_{\text{в}}$ можно на основе соотношения: $x_0 r_{\text{в}} = x_{\text{в}} r_{\text{в}}$)

Необходимые для выполнения расчетов величины x_0 и $x_{\text{в}}$ определяют следующим образом:

$$x_0 = \frac{x_{\text{см}} \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ос}} [1 - (\omega_{\text{ос}} + x_{\text{см}})]}; \quad (1.52)$$

$$x_{\text{в}} = \frac{x_{\text{см}} \rho_{\text{ж}} (1 - \omega_{\text{ос}})}{1 - (\omega_{\text{ос}} + x_{\text{см}})}, \quad (1.53)$$

где $x_{\text{см}}$ — концентрация твердой фазы в суспензии, масс. доли; $\omega_{\text{ос}}$ — влажность осадка после фильтрования, масс. доли; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкой фазы; $\rho_{\text{ос}}$ — плотность влажного осадка, определяемая по выражению

$$\rho_{\text{ос}} = \rho_{\text{т}} \rho_{\text{ж}} / [\rho_{\text{ж}} + (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \omega_{\text{ос}}], \quad (1.54)$$

где $\rho_{\text{т}}$ — плотность твердой фазы.

Продолжительность промывки осадка рассчитывают по уравнению, получаемому решением дифференциального уравнения фильтрования для случая постоянных разности давлений и скорости фильтрования:

$$\tau_{\text{пр}} = k \frac{v_{\text{пр, ж}} \rho_{\text{ос}} r_{\text{в}} x_{\text{в}} \mu_{\text{пр}} h_{\text{ос}}}{\Delta p_{\text{пр}} x_0} \left(h_{\text{ос}} + x_0 \frac{R_{\phi, \text{п}}}{r_{\text{в}} x_{\text{в}}} \right), \quad (1.55)$$

где $v_{\text{пр, ж}}$ и $\mu_{\text{пр}}$ — удельный расход и вязкость промывной жидкости; $\Delta p_{\text{пр}}$ — перепад давления на фильтре при промывке осадка; k — коэффициент запаса, учитывающий необходимость увеличения поверхности сектора промывки по сравнению с теоретическим значением ($k = 1,05 - 1,2$).

Продолжительность сушки осадка после промывки задают на основании экспериментальных данных.

Продолжительность полного цикла работы фильтра представляет собой величину, обратную частоте вращения барабана:

$$\tau_{\text{ц}} = 1/n. \quad (1.56)$$

Требуемую общую поверхность фильтрования находят по выражению

$$F_{\text{об}} = V_{\text{об}} \tau_{\text{ц}} / (v_{\phi, \text{в}} K_{\text{п}}), \quad (1.57)$$

где $V_{\text{об}}$ — заданная производительность по фильтрату, м³/с; $K_{\text{п}}$ — поправочный коэффициент, учитывающий необходимость увеличения поверхности из-за увеличения сопротивления фильтровальной перегородки при многократном ее использовании ($K_{\text{п}} = 0,8$); $v_{\phi, \text{в}}$ — удельный объем фильтрата, т. е. объем, получаемый с 1 м² фильтровальной перегородки за время фильтрования, определяемый как

$$v_{\phi, \text{в}} = h_{\text{ос}} / x_0. \quad (1.58)$$

По найденному значению $F_{об}$ из каталога выбирают типоразмер фильтра и определяют требуемое число их.

Затем проверяют пригодность выбранного фильтра. Для этого устанавливают соответствие рассчитанной частоты вращения барабана диапазону частот, указанному в каталоге, и сравнивают рассчитанный и стандартный углы сектора фильтрования. Если частота выходит за рамки указанного диапазона или рассчитанный угол фильтрования больше стандартного, следует повторно выполнить расчеты, задавшись другой высотой слоя осадка.

Затем проводят уточненный расчет фильтра. По каталогу принимают данные распределения технологических зон. Частоту вращения барабана принимают наименьшей из рассчитанных по следующим зависимостям:

$$n_1 = \varphi_{\phi} / (360\tau_{\phi}); \quad (1.59)$$

$$n_2 = (\varphi_{np} + \varphi_{c2}) / [360(\tau_{np} + \tau_{c2})] \quad (1.60)$$

Пример расчета барабанного вакуум-фильтра. Рассчитать требуемую поверхность барабанного вакуум-фильтра с наружной фильтрующей поверхностью на производительность по фильтрату $6 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($0,00167 \text{ м}^3/\text{с}$) Подобрать стандартный фильтр и определить необходимое число фильтров.

Исходные данные для расчета: перепад давления при фильтровании и промывке $\Delta p = 6,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; температура фильтрования $20 \text{ }^\circ\text{C}$; высота слоя осадка на фильтре $h_{ос} = 10 \text{ мм}$; влажность осадка $\omega_{ос} = 61 \%$ (масс.); удельное массовое сопротивление осадка $r_b = 7,86 \cdot 10^{10} \text{ м}^2/\text{кг}$; сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\phi n} = 4,1 \times 10^9 \text{ м}^{-1}$; плотность твердой фазы $\rho_T = 1740 \text{ кг}/\text{м}^3$; жидкая фаза суспензии и промывная жидкость — вода; массовая концентрация твердой фазы в суспензии $x_{см} = 14 \%$ (масс.); удельный расход воды при промывке (которая проводится при температуре $53 \text{ }^\circ\text{C}$) $v_{пр ж} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$; продолжительность окончательной сушки осадка τ_{c2} не менее 20 с .

По справочным данным определяем недостающие для расчета физико-химические величины: вязкость воды при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $\mu = 1,005 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, при $53 \text{ }^\circ\text{C}$ $\mu_{пр} = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$; плотность воды принимаем $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$

Рассчитаем вспомогательные величины. По формуле (1.54)

$$\rho_{ос} = \frac{1740 \cdot 1000}{1000 + (1740 - 1000) 0,61} = 1200 \text{ кг}/\text{м}^3$$

По формуле (1.52)

$$x_0 = \frac{0,14 \cdot 1000}{1200 [1 - (0,61 + 0,14)]} = 0,467$$

По формуле (1.53)

$$x_b = \frac{0,14 \cdot 1000 (1 - 0,61)}{1 - (0,61 + 0,14)} = 218 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Продолжительность фильтрования находим по формуле (1.51):

$$\tau_{\phi} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3} \cdot 218 \cdot 7,86 \cdot 10^{10}}{2 \cdot 6,8 \cdot 10^4} \cdot \frac{0,01^2}{0,467^2} + \frac{1,005 \cdot 10^{-3} \cdot 4,1 \cdot 10^9}{6,8 \cdot 10^4} \cdot \frac{0,01}{0,467} = 59,4 \text{ с.}$$

Продолжительность промывки находим по формуле (1.55), принимая $k = 1,1$:

$$\tau_{пр} = 1,1 \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1200 \cdot 7,86 \cdot 10^{10} \cdot 218 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3} \cdot 0,01}{6,8 \cdot 10^4 \cdot 0,467} \left(0,01 + 0,467 \frac{4,1 \cdot 10^9}{7,86 \cdot 10^{10} \cdot 218} \right) = 38,2 \text{ с.}$$

Для определения частоты вращения барабана по уравнению (1.50) предварительно заданым с помощью табл. 1, Приложения 1.2 значениями углов, ориентируясь на наиболее типичные значения:

$$\varphi_{c1} = 59,5^\circ; \quad \varphi_0 = 20^\circ; \quad \varphi_p = 20^\circ; \quad \varphi_{ч1} = 2^\circ; \quad \varphi_{ч2} = 5^\circ; \quad \varphi_{ч3} = 13,5^\circ; \quad \varphi_{ч4} = 5^\circ$$

Тогда

$$n = 360 - (59,5 + 20 + 20 + 2 + 5 + 13,5 + 5) / [360 (59,4 + 38,2 + 20)] = 0,00555 \text{ с}^{-1}$$

Полученная частота укладывается в диапазон значений, приведенных в табл. 1 Приложения 1.2.

Продолжительность полного цикла работы фильтра по формуле (1.56): $\tau_u = 1/0,00555 = 180 \text{ с}$.

Удельный объем фильтрата по формуле (1.58): $v_{\text{ср.уд}} = 0,01/0,467 = 0,0214 \text{ м}^3/\text{м}^2$.

Общая поверхность фильтрования по формуле (1.57): $F_{\text{ос}} = 0,00167 \cdot 180 / (0,0214 \cdot 0,8) = 17,5 \text{ м}^2$

Эту поверхность может обеспечить один фильтр Б020-2,6У, имеющий $F_{\text{ф}} = 20 \text{ м}^2$

Проверим пригодность выбранного фильтра. Он имеет следующие значения углов: $\varphi_{\text{ф}} = 132^\circ$; $(\varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{с.2}}) = 103^\circ$

Рассчитаем n_1 и n_2 по формулам (1.59) и (1.60): $n_1 = 132 / (360 \cdot 59,4) = 0,00617 \text{ с}^{-1}$; $n_2 = 103 / [360 (38,2 + 20)] = 0,00492 \text{ с}^{-1}$

Так как $n_2 < n_1$, окончательно принимаем частоту вращения барабана: $n = n_2 = 0,00492 \text{ с}^{-1}$

Эта частота соответствует допустимому диапазону частот ($0,00217 - 0,0333 \text{ с}^{-1}$), указанному в табл. 1 Приложения 1.2.

Угол, необходимый для фильтрования, можно определить, зная продолжительность фильтрования и частоту:

$$\varphi'_{\text{ф}} = 360 \tau_{\text{ф}} n = 360 \cdot 59,4 \cdot 0,00492 = 105,2^\circ$$

Фактически угол сектора фильтрования в стандартном фильтре составляет $\varphi_{\text{ф}} = 132^\circ$. Таким образом, часть поверхности зоны фильтрования оказывается избыточной, поэтому при заказе фильтра целесообразно уменьшить угол фильтрования в распределительной головке на величину

$$\Delta \varphi_{\text{ф}} = \varphi_{\text{ф}} - \varphi'_{\text{ф}} = 135 - 105,2 = 29,8.$$

Этого можно добиться, например, увеличив на то же значение угол $\varphi_{\text{м}}$.

Продолжительность полного цикла по (1.56)

$$\tau_u = 1/n = 1/0,00492 = 203 \text{ с}$$

Производительность фильтра найдем из формулы (1.57):

$$V_{\text{ф}} = v_{\text{ф.уд}} F_{\text{ф}} K_{\text{п}} / \tau_u = 0,0214 \cdot 20 \cdot 0,8 / 203 = 0,0214 \cdot 20 \cdot 0,8 / 203 = 0,00169 \text{ м}^3/\text{с},$$

что соответствует заданной производительности ($0,00167 \text{ м}^3/\text{с}$).

1.7. РАСЧЕТ АППАРАТОВ МОКРОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ПЫЛЕЙ

Удаление пыли в аппаратах мокрой очистки происходит благодаря смачиванию частичек пыли жидкостью. Процесс протекает тем эффективнее, чем больше поверхность контакта фаз между газом и жидкостью, что достигается, например, диспергированием жидкости на капли или газа на множество пузырей, формирующих пену.

Среди аппаратов мокрой очистки газов широкое распространение получили пенные газоочистители ЛТИ [7]. Они бывают однополочные и двухполочные, с отводом воды через сливное устройство над решеткой и с полным протеканием воды через отверстия решетки (провальные). Аппараты со сливными устройствами позволяют работать при больших колебаниях нагрузки по газу и жидкости. Выбор числа полок зависит главным образом от степени запыленности газа. При содержании пыли в газе не более $0,02 \text{ кг}/\text{м}^3$ следует применять однополочные аппараты.

На рис. 1.3 показана схема, а в табл. 1.2 приведены основные размеры однополочных аппаратов для очистки газов с отводом воды через сливное устройство. При их расчете определяют площадь поперечного сечения аппарата; расход воды, который требуется для очистки газа; высоты слоя пены и сливного порога, обеспечивающие нормальную работу аппарата.

Расчеты рекомендуется проводить в следующем порядке.

Выбор расчетной скорости газа. Скорость газа в аппарате — один из важнейших факторов, определяющих эффективность работы аппарата. Допустимый диапазон фиктивных скоростей составляет $0,5 - 3,5 \text{ м}/\text{с}$. Однако при скоростях выше $2 \text{ м}/\text{с}$ начинается сильный брызгоунос и требуется установка специальных брызгоуловителей. При ско-

Таблица 1.2. Однополочные пенные газоочистители ЛТИ-ПГС (с отводом воды через сливное устройство)

Обозначение аппарата	Размеры аппарата			Обозначение аппарата	Размеры аппарата		
	длина решетки, м	ширина решетки, м	высота аппарата, м		длина решетки, м	ширина решетки, м	высота аппарата, м
3	0,55	0,77	2,195	23	1,41	2,38	4,490
5,5	0,74	1,04	2,640	30	1,62	2,72	4,950
10	1,00	1,40	2,920	40	1,87	3,12	5,750
16	1,26	1,76	3,420	50	2,10	3,48	6,030

ростях меньше 1 м/с возможно сильное протекание жидкости через отверстия решетки, вследствие чего высота слоя пены снижается, а жидкость может не полностью покрывать поверхность решетки. Для обычных условий рекомендуемая скорость $w = 2$ м/с.

Определение площади и формы сечения аппарата. Площадь сечения S (м²) равна:

$$S = Q_n / w, \quad (1.61)$$

где Q_n — расход газа, поступающего в аппарат при рабочих условиях, м³/с.

Газоочиститель может быть круглого или прямоугольного сечения. В первом случае обеспечивается более равномерное распределение газа, во втором — жидкости. При выборе аппарата прямоугольного сечения длину и ширину решетки находят с помощью данных табл. 1.2.

Определение расхода поступающей воды. Для холодных и сильно запыленных газов расход определяется из материального баланса пылеулавливания, для горячих газов — из теплового баланса [7]. В сомнительных случаях выполняют оба расчета и выбирают наибольшие из полученных значений расхода. Обычно газ можно рассматривать как холодный, если его температура ниже 100 °С.

Расход поступающей воды L (в кг/с) рассчитывают, исходя из материального баланса пылеулавливания:

$$L = L_y + L_{сл}, \quad (1.62)$$

где L_y — расход воды, стекающей через отверстия в решетке (утечка), кг/с; $L_{сл}$ — расход воды, стекающей через сливной порог, кг/с.

Величина L_y определяется массовым расходом уловленной пыли G_n (кг/с); концентрацией пыли в утечке x_y (кг пыли/кг воды); коэффициентом распределения пыли между утечкой и сливной водой K_p , выраженным отношением расхода пыли, попадающей в утечку, к общему расходу уловленной пыли:

$$L_y = G_n K_p / x_y. \quad (1.63)$$

Расход уловленной пыли (в кг/с) может быть определен по соотношению

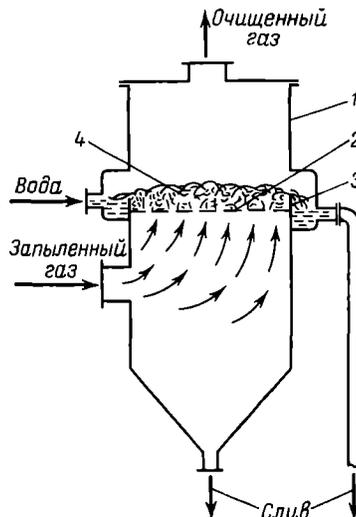
$$G_n = Q_n c_n \eta, \quad (1.64)$$

где c_n — начальная концентрация пыли в газе, кг/м³; η — заданная степень пылеулавливания, доли единицы.

Коэффициент распределения K_p находится в диапазоне 0,6—0,8; в расчетах обычно принимают $K_p = 0,7$.

Рис. 1.3. Пенный газоочиститель:

1 — корпус; 2 — перфорированная полка (решетка); 3 — сливной порог; 4 — слой пены



Концентрация пыли в утечке изменяется от $x_y = 0,2$ (для не склонных к слипанию минеральных пылей) до $x_y = 0,05$ (для цементирующихся пылей).

Поскольку в утечку попадает больше пыли, чем в воду, стекающую через сливной порог, то для уменьшения общего расхода воды целесообразно уменьшать величину $L_{с.г}$. Однако слишком сильная утечка создает неравномерность высоты слоя воды на решетке. Поэтому в расчетах рекомендуется принимать $L_{с.г} = L_y$. Исходя из этого, выражение (1.62) приводится к виду:

$$L = 2G_n K_p / x_y, \quad (1.65)$$

Определение типа решетки. В задачу этого этапа расчета входит выбор типа перфорации (круглые отверстия или щели), диаметра отверстия d_0 или ширины щели $b_{щ}$ и шага между ними l . Форму отверстий выбирают из конструктивных соображений, а их размер — исходя из вероятности забивки пылью. Обычно принимают $b_{щ} = 2-4$ мм, $d_0 = 2-6$ мм. Затем выбирают такую скорость газа в отверстиях ω_0 , которая обеспечит необходимую величину утечки. При диаметрах отверстий $d_0 = 2-3$ мм скорость газа должна составлять 6-8 м/с, а при $d_0 = 4-6$ мм $\omega_0 = 10-13$ м/с.

Далее рассчитывают долю свободного сечения решетки S_0 , отвечающую выбранной скорости:

$$S_0 = \omega / (\omega_0 \varphi), \quad (1.66)$$

где φ — отношение перфорированной площади решетки к площади сечения аппарата ($\varphi = 0,9-0,95$).

Исходя из величины S_0 определяют шаг l (в м) между отверстиями в зависимости от способа разбивки отверстий на решетке. При разбивке по равносоставленному треугольнику

$$l = d_0 \sqrt{0,91 / S_0}. \quad (1.67)$$

Толщину решетки δ выбирают по конструктивным соображениям. Минимальному гидравлическому сопротивлению отвечает $\delta = 5$ мм.

Определение высоты слоя пены и сливного порога. Высоту порога на сливе с решетки устанавливают исходя из создания слоя пены такой высоты, которая обеспечила бы необходимую степень очистки газа.

Первоначально определяют коэффициент скорости пылеулавливания K_n (в м/с):

$$K_n = 2\eta\omega / (2 - \eta), \quad (1.68)$$

где η — заданная степень очистки газа от пыли.

Связь между K_n и высотой слоя пены H (в м) при улавливании водой гидрофильной пыли выражается следующим эмпирическим уравнением:

$$H = K_n - 1,95\omega + 0,09, \quad (1.69)$$

где величины K_n и ω имеют размерность м/с. Далее определяют высоту исходного слоя воды на решетке h_0 (в м):

$$h_0 = 1,43 H^{1,67} \omega^{-0,83}. \quad (1.70)$$

Высоту порога h_n (в м) рассчитывают по эмпирической формуле

$$h_n = 2,5h_0 - 0,0176\sqrt{i^2}, \quad (1.71)$$

где i — интенсивность потока на сливе с решетки [в кг/(м·с)], определяемая как

$$i = L_{с.г} / b_c, \quad (1.72)$$

где b_c — ширина сливного отверстия. При прямоугольном сечении аппарата b_c равна ширине решетки.

Пример расчета пенного аппарата. Рассчитать пенный аппарат для очистки 48 000 м³/ч газа от гидрофильной, не склонной к слипанию, пыли. Температура газа 60 °С. Запыленность

газа на входе в аппарат $c_1 = 0,008 \text{ кг/м}^3$, требуемая степень очистки $\eta = 0,99$. Очистка производится водой.

Выбираем газоочиститель системы ЛТИ и принимаем рабочую скорость газа (на все сечение аппарата) $\omega = 2 \text{ м/с}$.

Рассчитываем по (1.61) площадь сечения аппарата:

$$S = 48\,000 / (3600 \cdot 2) = 6,67 \text{ м}^2.$$

По табл. 1.2 выбираем аппарат ЛТИ-ПГС-50, имеющий решетку длиной 2,1 м, шириной 3,48 м. Сечение аппарата

$$S = 2,1 \cdot 3,48 = 7,3 \text{ м}^2$$

Фактическая скорость газа:

$$\omega = 48\,000 / (3600 \cdot 7,3) = 1,82 \text{ м/с}.$$

Определяем по формуле (1.64) расход уловленной пыли:

$$G_n = 48\,000 \cdot 0,008 \cdot 0,99 / 3600 = 0,106 \text{ кг/с}.$$

Принимаем коэффициент распределения $K_p = 0,7$ и концентрацию пыли в утечке $x_y = 0,15 \text{ кг пыли/кг воды}$.

Тогда расход поступающей воды по формуле (1.65) составит:

$$L = 2 \cdot 0,106 \cdot 0,7 / 0,15 = 0,989 \text{ кг/с}.$$

Выберем решетку с круглыми отверстиями диаметром $d_0 = 4 \text{ мм}$. Тогда скорость газа в отверстиях должна быть равна $\omega_0 = 10 \text{ м/с}$. По выражению (1.66) доля свободного сечения решетки S_0 при $\eta = 0,95$ равна:

$$S_0 = 1,82 / (10 \cdot 0,95) = 0,192.$$

Если принять, что отверстия располагаются по равнобедренному треугольнику, то шаг между отверстиями в соответствии с (1.67) составит:

$$t = 0,004 \sqrt{0,91 / 0,192} = 0,0087 \text{ м}.$$

Толщину решетки примем равной $\delta = 5 \text{ мм}$.

Определим по уравнению (1.68) коэффициент скорости пылеулавливания:

$$K_n = 2 \cdot 0,99 \cdot 1,82 / (2 - 0,99) = 3,57 \text{ м/с}.$$

Тогда высота слоя пены на решетке в соответствии с (1.69) равна:

$$H = 3,57 - 1,95 \cdot 1,82 + 0,09 = 0,11 \text{ м}.$$

Высота исходного слоя воды на решетке по формуле (1.70):

$$h_0 = 1,43 \cdot 0,11^{1,67} \cdot 1,82^{-0,83} = 0,0218 \text{ м}.$$

Интенсивность потока на сливе с решетки найдем по соотношению (1.72) с учетом того, что ширина сливного отверстия равна ширине решетки, а $L_{с.л} = L/2$:

$$i = 0,989 / (2 \cdot 3,48) = 0,142 \text{ кг/(м} \cdot \text{с)}.$$

Высота сливного порога по (1.71) будет равна

$$h_n = 2,5 \cdot 0,0218 - 0,0176 \sqrt[3]{0,142^2} = 0,05 \text{ м}.$$

1.8. РАСЧЕТ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ДВУХФАЗНЫХ ПОТОКОВ

Во многих процессах химической технологии — абсорбции, ректификации, экстракции и т. д. происходит движение двухфазных потоков, в которых одна из фаз является дисперсной, а другая — сплошной. Дисперсная фаза может быть распределена в сплошной в виде частиц, капель, пузырей, струй или пленок.

В двухфазных потоках первого рода сплошной фазой является газ или жидкость, а дисперсной — твердые частицы, которые практически не меняют своей формы и массы при движении. Некоторые гидродинамические параметры двухфазных потоков первого рода рассмотрены в разд. 1.3.

В потоках второго рода газ или жидкость образуют и сплошную, и дисперсную фазы. При движении в сплошной фазе частицы дисперсной фазы могут менять форму

и массу, например из-за дробления или слияния пузырей и капель. Математическое описание таких процессов чрезвычайно сложно, и инженерные расчеты обычно основываются на экспериментальных данных.

Рассмотрение многообразных эмпирических зависимостей, связанных с гидравлическими расчетами двухфазных потоков, выходит за рамки настоящего пособия. Поэтому ниже даны лишь общие представления с примерами расчета по основным формулам и приведены ссылки на литературу.

Барботаж. В случае свободного барботажа, когда газ движется через жидкость в виде отдельных свободно всплывающих пузырей, диаметр пузыря находят по формуле

$$d_n = \sqrt[3]{6d_0\sigma / [g(\rho_{\text{ж}} - \rho_r)]}, \quad (1.73)$$

где d_0 — диаметр отверстия, в котором образуется пузырь; σ — поверхностное натяжение.

Число пузырьков, образующихся в отверстии за единицу времени, находят по соотношению:

$$n = 6Q / (\pi d_n^3), \quad (1.74)$$

где Q — объемный расход газа.

При цепном барботаже [8] диаметр пузырька рассчитывают по следующим формулам:

для ламинарного движения

$$d_n = \sqrt[3]{108\mu_{\text{ж}}Q / [\pi g(\rho_{\text{ж}} - \rho_r)]}; \quad (1.75)$$

для турбулентного движения

$$d_n = \sqrt[5]{72\rho_{\text{ж}}Q^2 / \pi^2 g(\rho_{\text{ж}} - \rho_r)} \quad (1.76)$$

Число Рейнольдса, разграничивающее ламинарное и турбулентное движение пузырей в жидкости, $Re_{n \text{ кр}} = 9$. Число Рейнольдса определяется выражением

$$Re_n = \omega_n d_n \rho_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}},$$

где ω_n — скорость подъема пузырей, которую рассчитывают по следующим формулам: для ламинарного режима:

$$\omega_n = d_n^2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_r) g / (18\mu_{\text{ж}}) \quad (1.77)$$

для турбулентного режима

$$\omega_n = 0,7 \sqrt{d_n (\rho_{\text{ж}} - \rho_r) g / \rho_{\text{ж}}} \quad (1.78)$$

Критическое значение расхода газа, при котором свободный барботаж сменяется цепным, находят по формулам:

при ламинарном движении

$$Q_{\text{кр}} = \sqrt[3]{0,03\sigma^4 d_0^4 / [\mu_{\text{ж}}^3 (\rho_{\text{ж}} - \rho_r) g]}; \quad (1.79)$$

при турбулентном движении

$$Q_{\text{кр}} = \sqrt[5]{20\sigma^5 d_0^5 / [\rho_{\text{ж}}^3 (\rho_{\text{ж}} - \rho_r)^2 g^2]} \quad (1.80)$$

Общие потери давления при барботаже Δp_0 складываются из следующих величин:

$$\Delta p_0 = \Delta p_0 + \Delta p_{\text{ст}} + \Delta p_n, \quad (1.81)$$

где $\Delta p_0 = 4\sigma/d_0$ — давление, необходимое для преодоления сил поверхностного натяжения; $\Delta p_{\text{ст}} = h\rho_{\text{ж}}g$ — статическое давление столба жидкости высотой h в аппарате; Δp_n — потери давления на преодоление сопротивлений в отверстии, которые могут быть рассчитаны по методике, рассмотренной в разд. 1.1.

Межфазная поверхность при барботаже представляет собой суммарную поверхность всех пузырьков на высоте жидкостного столба и определяется следующими соотношениями:

для свободного барботажа

$$F = 6Qh / (\omega_n d_n); \quad (1.82)$$

для цепного барботажа

$$F = \pi d_n h. \quad (1.83)$$

Приведенные выше формулы применимы для пузырьков диаметром не более 1 мм. Крупные пузыри при подъеме деформируются, приобретая эллипсоидальную форму (при $d_n = 1-5$ мм) и полусферическую (при $d_n > 5$ мм), причем движение пузырей становится спиральным [9]. Закономерности, установленные для пузырей, выходящих из одного отверстия, справедливы и при массовом барботаже, если скорости газового потока невелики (0,1—0,3 м/с на свободное сечение аппарата). При больших скоростях пузыри сливаются в сплошную струю, которая разрушается на некотором расстоянии от отверстия с образованием пены. Размеры пузырей в пене различны. Для их характеристики используют средний поверхностно-объемный диаметр $d_{cp} = 6\epsilon/a$ (где ϵ — газосодержание пены, a — удельная поверхность)

Гидродинамические основы работы аппаратов в пенном режиме рассмотрены в монографиях [3, 7, 10]. Примеры расчета гидравлического сопротивления, рабочих скоростей и других гидродинамических параметров для барботажных аппаратов даны в гл. 5 и 6.

Пример. Определить поверхность контакта фаз при выходе пузырей из одиночного отверстия по следующим данным: диаметр отверстия $d_0 = 2 \cdot 10^{-5}$ м; высота столба жидкости в аппарате $h = 0,5$ м; расход газа $Q = 3 \cdot 10^{-8}$ м³/с; плотность газа $\rho_g = 1,2$ кг/м³; плотность жидкости $\rho_{ж} = 1000$ кг/м³; вязкость жидкости $\mu_{ж} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с; поверхностное натяжение $\sigma = 0,07$ Н/м. Определим вид барботажа, используя формулы (1.79) и (1.80):

$$Q_{кр} = \sqrt[3]{0,03 (0,07)^4 (2 \cdot 10^{-5})^4 / [(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1000 - 1,2) 9,81]} = 2,27 \cdot 10^{-7} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$Q_{кр} = \sqrt[6]{20 (0,07)^5 (2 \cdot 10^{-5})^5 / [1000^3 (1000 - 1,2)^2 9,81^2]} = 3,21 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Заданный расход газа меньше каждого из критических значений, поэтому в аппарате имеет место свободный барботаж.

Определим диаметр пузыря по формуле (1.73)

$$d_n = \sqrt[3]{6 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 0,07 / [9,81 (1000 - 1,2)]} = 9,27 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Найдем скорость подъема пузырей (предполагая, что пузыри всплывают турбулентно) по формуле (1.78):

$$\omega_n = 0,7 \sqrt{9,27 \cdot 10^{-4} (1000 - 1,2) 9,81 / 1000} = 6,67 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}.$$

Рассчитаем критерий Re_n :

$$Re_n = 6,67 \cdot 10^{-2} \cdot 9,27 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 / 10^{-3} = 61,8.$$

Таким образом, пузыри всплывают турбулентно ($Re_n > Re_{n,кр}$), и формула (1.78) выбрана правильно.

Найдем поверхность контакта фаз по формуле (1.82):

$$F = 6,3 \cdot 10^{-8} / (6,67 \cdot 10^{-2} \cdot 9,27 \cdot 10^{-4}) = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$$

Пленочное течение жидкостей. При стекании пленки жидкости под действием силы тяжести по вертикальной поверхности наблюдается три основных режима движения [3]: ламинарное течение с гладкой поверхностью ($Re_{пл} < 30$), ламинарное течение с волнистой поверхностью ($Re_{пл} = 30-1600$), турбулентное течение ($Re_{пл} > 1600$). Критерий Рейнольдса для пленки жидкости определяется формулой $Re_{пл} = 4\Gamma/\mu_{ж}$ (где Γ — линейная массовая плотность орошения, представляющая собой массовый расход жидкости через единицу длины периметра смоченной поверхности).

При ламинарном течении средняя скорость стекающей пленки $\omega_{пл}$ и ее толщина $\delta_{пл}$ определяется следующими уравнениями:

$$\omega_{пл} = \sqrt[3]{\Gamma^2 g / (3\mu_{ж}\rho_{ж})}; \quad (1.84)$$

$$\delta_{пл} = \sqrt[3]{3\Gamma\mu_{ж}/(\rho_{ж}^2 g)}. \quad (1.85)$$

Если поверхность не вертикальна, а наклонена к горизонту под углом α , то в расчетных уравнениях вместо g следует использовать произведение $g \sin \alpha$.

При турбулентном течении пленки для расчета $\omega_{пл}$ и $\delta_{пл}$ можно использовать эмпирические уравнения [1]

$$\omega_{пл} = 2,3 (g/\rho_{ж})^{1/3} (\Gamma^{7/15}/\mu_{ж}^{2/15}); \quad (1.86)$$

$$\delta_{пл} = 0,433\mu_{ж}^{2/15}\Gamma^{8/15}/(g^{1/3}\rho_{ж}^{2/3}). \quad (1.87)$$

Для упрощения расчетных зависимостей вместо фактической толщины пленки часто используют приведенную толщину $\delta_{пр}$:

$$\delta_{пр} = [\mu_{ж}^2/(\rho_{ж}^2 g)]^{1/3}. \quad (1.88)$$

В эмпирических уравнениях (1.86) — (1.88) вязкость выражается в $\text{мН}\cdot\text{с}/\text{м}^2$.

Уравнения (1.84) — (1.87) применимы в случае, когда рядом с пленкой движется газ, а скорость газа сравнительно невысока (до 3 м/с). При более высоких скоростях в случае противотока газ тормозит стекание пленки, что приводит к увеличению ее толщины и уменьшению скорости течения. При прямотоке скорость течения пленки увеличивается, а толщина уменьшается [3]

Скорость газового потока, при которой наступает захлебывание противоточных аппаратов $\omega_{гз}$, может быть найдена с помощью уравнения

$$\lg \left(\frac{\omega_{гз}^2}{gd_{экв}} \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right) = b - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{1/8} \quad (1.89)$$

где $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр канала, по которому движется газ; L и G — массовые расходы соответственно жидкости и газа; b — коэффициент для листовой насадки, равный нулю; для трубок с орошаемыми стенками b может быть определен по выражению

$$b = 0,47 + 1,51 \lg(d_{экв}/0,025). \quad (1.90)$$

Гидравлическое сопротивление при движении газа в аппаратах с текущей пленкой жидкости определяют по уравнению

$$\Delta p = \xi (l/d_{экв}) (\rho_r \omega_{о,г}^2 / 2), \quad (1.91)$$

где $\omega_{о,г}$ — скорость газа относительно жидкости; $\omega_{о,г} = \omega_r \pm \omega_{пл}$ (знаки плюс и минус относятся соответственно к противотоку и прямотоку).

Коэффициент сопротивления ξ рассчитывают по эмпирическим уравнениям [3]. Для противотока:

$$\text{при } Re_{о,г} < Re_{о,гкр} \quad \xi = 86/Re_{о,г}; \quad (1.92)$$

$$\text{при } Re_{о,г} > Re_{о,гкр} \quad \xi = [0,11 + 0,9(\omega_{пл}\mu_{ж}/\sigma)^{2/3}] / Re_{о,г}^{0,16}. \quad (1.93)$$

Критерий $Re_{о,г}$ рассчитывают по формуле

$$Re_{о,г} = \omega_{о,г} d_{экв} \rho_r / \mu_r.$$

Критическое значение $Re_{о,гкр}$ определяют по выражению

$$Re_{о,гкр} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9(\omega_{пл}\mu_{ж}/\sigma)^{2/3}} \right]^{1,19} \quad (1.94)$$

При пленочном течении в насадочных аппаратах часть насадки обычно не смачивается жидкостью, имеются застойные зоны, в отдельных местах жидкость перетекает от одного элемента насадки к другому в виде струй. В разных точках элемента насадки пленка может иметь различную толщину. Поэтому закономерности течения в пленочных и в насадочных аппаратах, несмотря на определенную аналогию, рассматриваются отдельно. Методики расчета рабочих скоростей, гидравлического сопротивления и других гидродинамических параметров в насадочных колоннах приведены в работах [3, 10, 12].

Пример. Определить гидравлическое сопротивление в вертикальном трубчатом пленочном аппарате при противоточном движении газа и жидкости. Исходные данные: длина трубки $l=2$ м, ее внутренний диаметр $d=0,02$ м, число трубок $n=100$, расход жидкости $L=0,3$ кг/с, ее плотность $\rho_{ж}=1000$ кг/м³, вязкость $\mu_{ж}=5 \cdot 10^{-4}$ Па·с, поверхностное натяжение $\sigma=0,067$ Н/м, расход газа $G=0,05$ кг/с, его плотность $\rho_r=1$ кг/м³, вязкость $\mu_r=2 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Найдем все величины, входящие в формулу (1.91). Скорость газа (без учета сечения, занятого пленкой)

$$\omega_r = 4G / (\rho_r n \pi d^2) = 4 \cdot 0,05 / (1 \cdot 100 \cdot 3,14 \cdot 0,02^2) = 1,594 \text{ м/с.}$$

Полученное значение невелико, поэтому для определения скорости течения пленки можно использовать приведенные выше формулы. Рассчитаем критерий $Re_{пл}$, предварительно вычислив Γ :

$$\Gamma = L / (100 n d) = 0,3 / (100 \cdot 3,14 \cdot 0,02) = 0,0477 \text{ кг/(с·м)}; \quad Re_{пл} = 4 \cdot 0,0477 / (5 \cdot 10^{-4}) = 382.$$

Таким образом, течение пленки ламинарное, можно применить формулу (1.84):

$$\omega_{пл} = \sqrt[3]{0,0477^2 \cdot 9,81 / (3,5 \cdot 10^{-4} \cdot 1000)} = 0,246 \text{ м/с.}$$

Относительная скорость газа

$$\omega_{от} = 1,594 + 0,246 = 1,84 \text{ м/с.}$$

Определим толщину стекающей пленки по формуле (1.85):

$$\delta_{пл} = \sqrt[3]{3 \cdot 0,0477 \cdot 5 \cdot 10^{-4} / (1000^2 \cdot 9,81)} = 1,96 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Полученная величина мала по сравнению с диаметром трубки, поэтому нет необходимости делать перерасчет скорости газа; кроме того, эквивалентный диаметр можно принять равным внутреннему диаметру трубки: $d_{экв}=0,02$ м.

Чтобы выбрать формулу для расчета ξ , определим по формуле (1.94) значения $Re_{o,r}$ и $Re_{o,r}$:

$$Re_{o,r \text{ кр}} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 (0,246 \cdot 5 \cdot 10^{-4} / 0,067)^{2/3}} \right]^{1,19} = 2414;$$

$$Re_{o,r} = 1,84 \cdot 0,02 \cdot 1 / (2 \cdot 10^{-5}) = 1840.$$

Поскольку $Re_{o,r} < Re_{o,r \text{ кр}}$, используем формулу (1.92):

$$\xi = 86 / 1840 = 0,0467.$$

Гидравлическое сопротивление аппарата

$$\Delta p = 0,0467 (2/0,02) (1 \cdot 1,84^2/2) = 7,7 \text{ Па.}$$

Брызгоунос. Брызгоунос складывается из двух составляющих. Одна из них образована мелкими каплями, скорость витания которых меньше скорости газа. Для определения скорости витания можно использовать формулы (1.28) и (1.29). Вторую (обычно основную) составляющую уноса образуют крупные капли, получившие значительную кинетическую энергию при образовании. Величина брызгоуноса зависит от вида контактного устройства, скорости движения фаз, физико-химических свойств газа (пара) и жидкости и других факторов и определяется по эмпирическим уравнениям.

Зависимости по расчету брызгоуноса в барботажных массообменных аппаратах приведены в работах [3, 7, 10]. Некоторые формулы и таблицы с примерами расчета даны в гл. 5 и 6. Унос в выпарных аппаратах рассмотрен в монографии [13]

В пленочных абсорбционных аппаратах брызгоунос значителен лишь при прямом движении фаз из-за высоких скоростей газового потока. При восходящем потоке брызгоунос начинается, если выполняется условие:

$$\omega_r \mu_{ж} / \sigma \geq (164 / Re_{пл})^5 \quad (1.95)$$

Брызгоунос может быть определен по уравнению

$$q/\Gamma = 0,039 Re_{пл}^{0,45} (\omega_r \mu_{ж} / \sigma)^{0,38} \quad (1.96)$$

Пример. Определить относительную величину брызгоуноса в абсорбере с восходящим движением пленки по следующим данным: плотность орошения $\Gamma = 0,05$ кг/(м·с), вязкость жидкости $\mu_{ж} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с, поверхностное натяжение $\sigma = 0,05$ Н/м, скорость газа $\omega_r = 20$ м/с.

Проверим справедливость соотношения (1.95):

$$Re_{пл} = 4\Gamma / \mu_{ж} = 4 \cdot 0,05 / 1 \cdot 10^{-3} = 200;$$

$$(164 / Re_{пл})^5 = (164 / 200)^5 = 0,37; \quad \omega_r \mu_{ж} / \sigma = 20 \cdot 1 \cdot 10^{-3} / 0,05 = 0,4.$$

Таким образом, соотношение (1.95) справедливо, и в аппарате происходит брызгоунос. Относительный брызгоунос определим по формуле (1.96):

$$q/\Gamma = 0,039 \cdot 200^{0,45} \cdot 0,4^{0,38} = 0,299.$$

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1.1. Основные технические характеристики насосов и вентиляторов, используемых в химической промышленности

Таблица 1. Технические характеристики центробежных насосов

Марка	Q, м³/с	H, м ст. жидкости		η_n	Электродвигатель		
					тип	N _н , кВт	$\eta_{ав}$
X2/25	$4,2 \cdot 10^{-4}$	25	50	—	АОЛ-12-2	1,1	—
X8/18	$2,4 \cdot 10^{-3}$	11,3	48,3	0,40	АО2-31-2	3	—
		14,8			—	—	—
X8/30	$2,4 \cdot 10^{-3}$	18	48,3	0,50	ВАО-31-2	3	0,82
		17,7			АО2-32-2	4	—
X20/18	$5,5 \cdot 10^{-3}$	24	48,3	0,60	—	—	—
		30			ВАО-32-2	4	0,83
X20/31	$5,5 \cdot 10^{-3}$	10,5	48,3	0,55	АО2-31-2	3	—
		13,8			—	—	—
X20/53	$5,5 \cdot 10^{-3}$	18	48,3	0,50	ВАО-31-2	3	0,82
		25			АО2-41-2	5,5	0,87
X45/21	$1,25 \cdot 10^{-2}$	31	48,3	0,60	—	—	—
		34,4			ВАО-41-2	5,5	0,84
X45/31	$1,25 \cdot 10^{-2}$	44	48,3	0,60	АО2-52-2	13	0,89
		53			—	—	—
X45/54	$1,25 \cdot 10^{-2}$	17,3	48,3	0,60	ВАО-52-2	13	0,87
		21			АО2-51-2	10	0,88
X45/54	$1,25 \cdot 10^{-2}$	19,8	48,3	0,60	—	—	—
		25			ВАО-51-2	10	0,87
X45/54	$1,25 \cdot 10^{-2}$	31	48,3	0,60	АО2-52-2	13	0,89
		32,6			—	—	—
X45/54	$1,25 \cdot 10^{-2}$	42	48,3	0,60	ВАО-52-2	13	0,87
		54			АО2-62-2	17	0,88
		—			АО2-71-2	22	0,88
					АО2-72-2	30	0,89

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости		η _к	Электродвигатель		
					тип	N _н , кВт	η _{дв}
X90/19	2,5·10 ⁻²	13	48,3	0,70	AO2-51-2	10	0,88
		16			AO2-52-2	13	0,89
		19			AO2-62-2	17	0,88
X90/33	2,5·10 ⁻²	25	48,3	0,70	AO2-62-2	17	0,88
		29,2			AO2-71-2	22	0,90
		33			AO2-72-2	30	0,90
X90/49	2,5·10 ⁻²	31,4	48,3	0,70	AO2-71-2	22	0,88
		40			AO2-72-2	30	0,89
		49			AO2-81-2	40	—
X90/85	2,5·10 ⁻²	56	48,3	0,65	AO2-81-2	40	—
		70			AO2-82-2	55	—
		85			AO2-91-2	75	0,89
X160/29/2	4,5·10 ⁻²	20	48,3	0,65	BAO-72-2	30	0,89
		24			AO2-72-2	30	0,89
		29			AO2-81-2	40	—
X160/49/2	4,5·10 ⁻²	33	48,3	0,75	AO2-81-2	40	—
		40,6			AO2-82-2	55	—
		49			AO2-91-2	75	0,89
X160/29	4,5·10 ⁻²	29	24,15	0,60	AO2-81-4	40	—
X280/29	8·10 ⁻²	21	24,15	0,78	AO2-81-4	40	—
		25			AO2-82-4	55	—
		29			AO2-91-4	75	0,92
X280/42	8·10 ⁻²	29,6	24,15	0,70	AO2-91-4	75	0,92
		35			—	—	—
		42			AO2-92-4	100	0,93
X280/72	8·10 ⁻²	51	24,15	0,70	AO-101-4	125	0,91
		62			AO-102-4	160	0,92
		72			AO-103-4	200	0,93
X500/25	1,5·10 ⁻¹	19	16	0,80	AO2-91-6	55	0,92
		22			—	—	—
		25			AO2-92-6	75	—
X500/37	1,5·10 ⁻¹	25	16	0,70	AO-102-6	125	0,92
		31,2			—	—	—
		37			AO-103-6	160	0,93

Примечания. 1. Насосы предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей, не имеющих включений или же с твердыми включениями, составляющими до 0,2 %, при размере частиц до 0,2 мм. 2. Каждый насос может быть изготовлен с тремя различными диаметрами рабочего колеса, что соответствует трем значениям напора в области оптимального η_к.

Таблица 2. Технические характеристики центробежных питательных многоступенчатых насосов

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости		η _к	N _н , кВт
ПЭ 65-40	1,8·10 ⁻²	440	50	0,65	108
ПЭ 65-53	1,8·10 ⁻²	580	50	0,65	143
ПЭ 100-53	2,8·10 ⁻²	580	50	0,68	210
ПЭ 150-53	4,2·10 ⁻²	580	50	0,70	305
ПЭ 150-63	4,2·10 ⁻²	700	50	0,70	370
ПЭ 250-40	6,9·10 ⁻²	450	50	0,75	370
ПЭ 250-45	6,9·10 ⁻²	500	50	0,75	410

Примечания. 1. Насосы предназначены для перекачивания воды, имеющей рН 7—9,2, температуру не более 165 °С и не содержащей твердых частиц. 2. Допустимо превышение напора до 18 % от значений, указанных в таблице. 3. Минимальная подача для насосов ПЭ 65-40, ПЭ 65-53 и ПЭ 100-53 составляет 6·10⁻³ м³/с, для насосов ПЭ 150-53 и ПЭ 150-63 — 3,2·10⁻² м³/с, для насосов ПЭ 250-40 и ПЭ 250-45 — 1,8·10⁻² м³/с.

Таблица 3. Технические характеристики центробежных многоступенчатых секционных насосов

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости	n, с ⁻¹	η _н	N _н , кВт
ЦНС 13-70	3,61 · 10 ⁻³	70	50	0,48	5,40
ЦНС 13-350	3,61 · 10 ⁻³	350	50	0,49	26,00
ЦНС 38-44	1,05 · 10 ⁻²	44	50	0,67	7,00
ЦНС 38-66	1,05 · 10 ⁻²	66	50	0,67	10,50
ЦНС 60-50	1,67 · 10 ⁻²	50	25	0,67	13,0
ЦНС 60-75	1,67 · 10 ⁻²	75	25	0,67	19,5
ЦНС 60-330	1,67 · 10 ⁻²	330	50	0,71	77,0
ЦНС 105-343	2,92 · 10 ⁻²	343	50	0,74	136,5
ЦНС 105-490	2,92 · 10 ⁻²	490	50	0,74	195,0
ЦНС 180-340	5,0 · 10 ⁻²	340	25	0,74	232
ЦНС 180-500	5,0 · 10 ⁻²	500	50	0,72	350
ЦНС 180-600	5,0 · 10 ⁻²	600	50	0,72	420
ЦНС 180-700	5,0 · 10 ⁻²	700	50	0,72	490
ЦНС 300-540	8,33 · 10 ⁻²	540	25	0,76	594
ЦНС 300-600	8,33 · 10 ⁻²	600	25	0,76	660
ЦНС 300-650	8,33 · 10 ⁻²	650	50	0,76	700
ЦНС 500-320	1,39 · 10 ⁻¹	320	25	0,76	580
ЦНС 500-480	1,39 · 10 ⁻¹	480	25	0,77	870
ЦНС 500-560	1,39 · 10 ⁻¹	560	25	0,77	1015
ЦНС 500-640	1,39 · 10 ⁻¹	640	25	0,77	1160

Примечания. 1. Насосы предназначены для перекачивания воды и жидкостей, имеющих сходные с водой свойства по вязкости и химической активности, с массовой долей механических примесей не более 0,1 % и размером твердых частиц не более 0,1 мм. 2. Допускаемое производственное предельное отклонение напора — плюс 5 %, минус 3 %.

Таблица 4. Технические характеристики осевых насосов

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости		η _н	Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости	n, с ⁻¹	η _н
ОГ6-15	0,075	4,6	48,3	0,78	ОВ5-47	0,70	4,5	12,15	0,85
ОГ8-15	0,072	11,0	48,3	0,80		0,90	8,0	12,15	0,85
ОГ6-25	0,175	3,4	24,15	0,83	ОВ8-47	0,70	11,0	16	0,86
ОГ8-25	0,160	8,0	24,15	0,86	ОВ5-55	1,45	11,0	16	0,85
ОГ6-30	0,300	4,4	24,15	0,83	ОВ6-55	0,94	4,5	12,15	0,84
ОГ8-30	0,290	11,0	24,15	0,86		1,25	7,5	16	0,84
ОГ6-42	0,550	4,2	16	0,84	ОВ8-55	1,18	17,0	16	0,86
ОГ8-42	0,525	9,9	16	0,86	ОВ5-70	2,25	11,0	12,15	0,84
ОГ6-55	0,900	4,1	12,15	0,84	ОВ5-70	1,55	4,7	9,75	0,83
ОГ8-55	0,900	10,0	12,15	0,86		1,90	7,3	12,15	0,83
ОГ6-70	1,530	4,3	9,75	0,84	ОВ8-70	1,85	16,0	12,15	0,86
ОГ8-70	1,480	10,4	9,75	0,86					

Примечания. 1. Насосы предназначены для подачи воды (или других жидкостей, сходных с водой по вязкости и химической активности) с содержанием не более 0,3 % взвешенных частиц, при температуре не выше 35 °С. 2. Насосы ОГ — с горизонтальным расположением вала — ОВ — с вертикальным.

Таблица 5. Технические характеристики осевых циркуляционных насосов

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости		Электродвигатель		
				тип	N _н , кВт	η _{дв}
ОХ2-23Г	0,111	4,5	24,1	АО2-62-4	17	0,89
ОХ6-34ГА	0,278	4,5	24,5	АО2-81-4	40	—
ОХ6-34Г	0,444	4,5	24,5	АО2-82-4	55	—
ОХ6-46Г	0,693	4	16,4	МА-36-51/6	100	0,91

Марка	Q, м ³ /с	H, м ст. жидкости	Электродвигатель			
			тип	N _н , кВт	η _{эл}	
ОХ6-54Г	0,971	4,5	16,3	АО-102-6М	125	0,92
ОХ6-70ГС-1	1,75	4,5	12,2	АО (ДА 30) 12-35-8	200	—
ОХ6-70ГС-2	2,22	4,5	12,2	АО (ДА 30) 12-55-8	250	—
ОХ6-87Г-1	2,22	3,5—4,5	9,8	АО (ДА 30) 13-55-10	320	—
ОХ6-87Г-2	2,78	3,5—4	9,8	АО (ДА 30) 13-55-10	320	—

Примечание. Насосы предназначены для циркуляции агрессивных растворов плотностью до 1500 кг/м³ при температуре до 150 °С (насос ОХ6-46Г — до 106 °С, насос ОХ6-87Г-2 — до 137 °С).

Таблица 6. Технические характеристики вихревых насосов малой производительности

Марка	Q, м ³ /с	H, м вод. ст.	n, с ⁻¹	η _и
ВС-0,5/18	0,00040	24	24,15	0,38
	0,00050	18		
	0,00058	12		
ВК-1/16	0,00080	22	24,15	0,25
	0,00100	16		
	0,00106	14		
ВК-1,25/25	0,00110	29	24,15	0,27
	0,00125	25		
	0,00140	21		

Примечание. Насосы предназначены для подачи воды и других жидкостей (в том числе химически активных), не содержащих абразивных включений, при температуре не выше 85 °С.

Таблица 7. Технические характеристики плунжерных насосов с регулируемой подачей

Марка	Q, м ³ /с	H, м вод. ст.	Электродвигатель			
			тип	n, с ⁻¹	N _н , кВт	η _{ав}
НД 630/10	1,75 · 10 ⁻⁴	100	ВАО-21-4	25	1,1	0,76
НД 1000/10	2,78 · 10 ⁻⁴	100	АО2-31-4	25	2,2	—
НД 1600/10	4,45 · 10 ⁻⁴	100	АО2-32-4	25	3,0	—
			ВАО-32-4	—	3,0	0,82
НД 2500/10	6,95 · 10 ⁻⁴	100	АО2-32-4	25	3,0	—
			ВАО-32-4	—	3,0	0,82
ДК-64	1,75 · 10 ⁻⁴	630	ВАО-31-4	25	3,0	0,82
ХТр10/100	2,78 · 10 ⁻³	1000	ВАО-82-2	—	55	—

Примечания. 1. Насосы предназначены для дозирования нейтральных и агрессивных жидкостей при температуре до 200 °С (серия НД) или до 100 °С (ДК-64 и ХТр 10/100). 2. В таблице указаны максимально возможные рабочие значения подачи и напора.

Таблица 8. Технические характеристики трехплунжерных насосов

Марка	Q, м ³ /с	Давление на выходе, МПа	Марка	Q, м ³ /с	Давление на выходе, МПа
ПТ-1-0,63/400	1,75 · 10 ⁻⁴	40	ПТ-1-10/25	2,78 · 10 ⁻³	2,5
ПТ-1-1/400	2,78 · 10 ⁻⁴	40	ПТ-1-16/25	4,44 · 10 ⁻³	2,5
ПТ-1-1/250	2,78 · 10 ⁻⁴	25	ПТ-1-10/100	2,78 · 10 ⁻³	10
ПТ-1-1,6/250	4,44 · 10 ⁻⁴	25	Т-2-1,6/630	4,44 · 10 ⁻⁴	63
ПТ-1-1,6/160	4,44 · 10 ⁻⁴	16	Т-2-2,5/400	6,95 · 10 ⁻⁴	40
ПТ-1-2,5/160	6,95 · 10 ⁻⁴	16	Т-2-4/250	1,11 · 10 ⁻³	25
ПТ-1-2,5/100	6,95 · 10 ⁻⁴	10	Т-2-2,5/250	6,95 · 10 ⁻⁴	25

Марка	Q, м ³ /с	Давление на выходе, МПа	Марка	Q, м ³ /с	Давление на выходе, МПа
ПТ-1-4/100	1,11 · 10 ⁻³	10	Т-2-6,3/160	1,75 · 10 ⁻³	16
ПТ-1-4/63	1,11 · 10 ⁻³	6,3	Т-2-10/100	2,78 · 10 ⁻³	10
ПТ-1-6,3/63	1,75 · 10 ⁻³	6,3	Т-2-16/63	4,44 · 10 ⁻³	6,3
ПТ-1-6,3/40	1,75 · 10 ⁻³	4	Т-2-25/40	6,95 · 10 ⁻³	4,0
ПТ-1-10/40	2,78 · 10 ⁻³	4	Т-2-40/25	1,11 · 10 ⁻²	2,5

Примечание. Насосы предназначены для перекачивания нейтральных и агрессивных жидкостей с температурой от -50 °С до 250 °С и кинематической вязкостью не выше $8 \cdot 10^{-4}$ м²/с. Допустимое содержание твердых частиц в перекачиваемой жидкости не более 0,2 %.

Таблица 9. Технические характеристики центробежных вентиляторов

Марка	Q, м ³ /с	ρgH, Па	n, с ⁻¹	η _н	Электродвигатель		
					тип	N _н , кВт	η _{дв}
В-Ц14-46-5К-02	3,67	2360	24,1	0,71	АО2-61-4	13	0,88
	4,44	2450			АО2-62-4	17	0,89
	5,55	2550			АО2-71-4	22	—
В-Ц14-46-8К-02	5,28	1770	16,15	0,73	АО2-62-6	13	0,88
	6,39	1820			АО2-71-6	17	0,90
	7,78	1870			АО2-72-6	22	0,90
В-Ц14-46-8К-02	6,94	2450	16	0,70	АО2-82-6	30	—
	9,72	2600			АО2-82-6	40	—
	11,95	2750			АО2-91-6	55	0,92
В-Ц12-49-8-01	12,50	5500	24,15	0,68	4А280S4	110	—
	15,25	5600			4А280М4	132	—
	18,0	5700			4А315S4	160	—
ЦП-40-8К	1,39—6,95	1470—3820	26,65	0,61	—	—	—
<i>Вентиляторы малой производительности *</i>							
Ц1-181,5	0,050	618	46,7	Ц1-1450	0,402	2450	46,7
Ц1-354	0,098	967	46,7	Ц1-2070	0,575	1280	46,7
Ц1-690	0,192	1500	46,7	Ц1-4030	1,120	2840	46,7
Ц1-1000	0,278	1110	46,7	Ц1-8500	2,360	3280	46,7

* Приведены значения только Q, ρgH и η.

Таблица 10. Технические характеристики газодувки

Марка	Q, м ³ /с	ρgH, Па		Электродвигатель		
				тип	N _н , кВт	η _{дв}
ТВ-25-1,1	0,833	10 000	48,3	АО2-71-2	22	0,88
ТВ-100-1,12	1,67	12 000	48,3	АО2-81-2	40	—
ТВ-150-1,12	2,50	12 000	48,3	АО2-82-2	55	—
ТВ-200-1,12	3,33	12 000	48,3	АО2-91-2	75	0,89
ТВ-250-1,12	4,16	12 000	49,3	АО2-92-2	100	0,91
ТВ-350-1,06	5,86	6 000	48,3	АО2-82-2	55	—
ТВ-450-1,08	7,50	8 000	49,5	А2-92-2	125	0,94
ТВ-500-1,08	8,33	8 000	50,0	ВАО-315S-2	132	—
ТВ-600-1,1	10,0	10 000	49,4	А3-315М-2	200	—
РГН-1200А	0,167	30 000	16,7	АО2-62-6	13	—
2А-34	0,630	80 000	25,0	4А250-S443	75	—
ТВ-42-1,4	1,0	40 000	48,3	АО2-82-2	55	—
ТВ-50-1,6	1,0	60 000	49,3	АО2-92-2	100	—
ТВ-80-1,2	1,67	20 000	48,3	АО2-82-2	55	—
ТГ-170-1,1	2,86	28 000	49,3	АО2-92-2	100	—
ТГ-300-1,18	5,0	18 000	50,0	ВАО-315М-2	160	—

Примечание. Газодувки с ρgH ≤ 12000 Па можно рассматривать как вентиляторы высокого давления; газодувки с ρgH ≥ 18000 Па нужно рассматривать как компрессоры.

Приложение 1.2. Основные параметры фильтров непрерывного действия

Таблица 1. Основные параметры барабанных вакуум-фильтров общего назначения с наружной фильтрующей поверхностью

Фильтр	F_{ϕ} , м ²	z_n , шт.		Распределение зон по поверхности барабана (в угловых градусах)								
				φ_{ϕ}	φ_{c1}	$\varphi_{np} + \varphi_{c2}$	φ_o	φ_p	φ_{m1}	φ_{m2}	φ_{m3}	φ_{m4}
Б0ШЗ-1,75Р	3	16	0,00167— 0,0333	107	71	101	19	20	2	5	30	5
Б0Ш5-1,75Р	5											
Б03-1,75К	3	18	0,00167—	125	60	99	25	24	4	5	14	4
Б05-1,75К	5		0,0333									
Б05-1,75У	5	24	0,00167— 0,030	124,5	67	103	20	20	2	5	13,5	5
Б010-2,6У	10	24	0,00217— 0,0333	132	59,5	103	20	20	2	5	13,5	5
Б010-2,6Р	10	24	0,00167— 0,0333	125	71	93,5	19,5	18	2	4,5	22,5	4
Б020-2,6У	20	24	0,00217— 0,0333	132	59,5	103	20	20	2	5	13,5	5
Б040-3У	40	24	0,0095, 0,0142, 0,0287	135	56,5	103	20	20	2	5	13,5	5

Примечание. F_{ϕ} — поверхность фильтра; z_n — число ячеек; n — частота вращения барабана; φ_{ϕ} — угол сектора фильтрования; φ_{c1} — сектора подсушки осадка; φ_{np} — сектора промывки; φ_{c2} — сектора сушки осадка после промывки; φ_o — зоны съема осадка; φ_p — зоны регенерации; φ_{m1} , φ_{m2} , φ_{m3} , φ_{m4} — углы мертвых зон соответственно между I и II, II и III, III и IV, IV и I технологическими зонами.

Таблица 2. Основные параметры дисковых вакуум-фильтров

Фильтр	F_{ϕ} , м ²	z_n	d_d , мм		Распределение углов зон (в градусах)		
					φ_n	$\varphi_{\phi n}$	φ_{cn}
Д9-1,8У	9	2	1800	0,0025—0,015	160	117	139
Д9-1,8К							
Д18-1,8У	18	4	1800	(0,0017—0,02)			
Д18-1,8К							
Д27-1,8У	27	6	1800				
Д27-1,8К							
Д34-2,5	34	4	2500	0,0017—0,01 (0,0017—0,02)	166	120	137
Д34-2,5К							
Д51-2,5У	51	6					
Д51-2,5К							
Д68-2,5У	68	8					
Д68-2,5К							
Д100-2,5У	102	12	2500				

Примечания. 1. F_{ϕ} — поверхность фильтра; z_n — число дисков; d_d — диаметр диска; n — частота вращения; φ_n — угол погружения в суспензию; $\varphi_{\phi n}$ — угол фильтрования; φ_{cn} — угол сушки. 2. Число секторов $z_c = 12$. Угол съема осадка $\varphi_o = 35^\circ$. Угол регенерации $\varphi_p = 35^\circ$.

Таблица 3. Основные параметры ленточных вакуум-фильтров

Фильтр	F_{ϕ} , м ²	b , мм	l , мм	v , м/с	N , кВт
Л1-0,5У	1,0	500	2000	0,013—0,08	2,8
Л1-0,5К				(0,067—0,083)	
Л1,6-0,5У	1,6	500	3200	0,013—0,08	2,8
Л1,6-0,5К				(0,01—0,13)	

Фильтр	F_{ϕ} , м ²	b , мм	l , мм	v , м/с	N , кВт
Л2,5-0,5У	2,5	500	4800	0,013—0,08	2,8
Л2,5-0,5К				(0,0167—0,167)	
Л3,2-0,5У	3,2	500	6400	0,0167—0,1	4,5
Л3,2-0,5К				(0,022—0,22)	
Л4-0,5У	4,0	500	8000	0,025—0,15	4,5
Л4-0,5К				(0,025—0,267)	

Примечание. F_{ϕ} — поверхность фильтрации; b — рабочая ширина ленты; l — общая длина вакуум-камеры; v — скорость движения ленты.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е, пер. и доп. М.: Химия, 1973. 754 с.
2. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 10-е, пер. и доп. Л.: Химия, 1987. 576 с.
3. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
4. Черкасский В. М. Насосы, вентиляторы, компрессоры. М.: Энергия, 1977. 424 с.
5. Рекус Г. Г. Электропривод и электрооборудование предприятий химической промышленности. М.: Изд. МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1971. 292 с.
6. Доманский И. В. и др. Машины и аппараты химических производств/Под ред. В. Н. Соколова. Л.: Машиностроение, 1982. 384 с.
7. Тарат Э. Я., Мухленов И. П., Туболкин А. Ф., Тумаркина Е. С. Пенный режим и пенные аппараты. Л.: Химия, 1977. 304 с.
8. Циборовский Я. Основы процессов химической технологии. Л.: Химия, 1967. 720 с.
9. Кутателадзе С. С., Стырикович М. Л. Гидравлика газожидкостных систем. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1958. 232 с.
10. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1971. 296 с.
11. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев: Техника, 1970. 208 с.
12. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Л.: Химия, 1964. 479 с.
13. Кутепов А. М., Стерман Л. С., Стюшин Н. Г. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании. М.: Высшая школа, 1977. 352 с.

ГЛАВА 2

РАСЧЕТ ТЕПЛОБМЕННЫХ АППАРАТОВ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- c — средняя массовая теплоемкость;
 D — диаметр кожуха;
 d — внутренний диаметр теплообменных труб;
 F — поверхность теплопередачи;
 G — массовый расход теплоносителя;
 g — ускорение свободного падения;
 K — коэффициент теплопередачи;
 L — длина теплообменных труб;
 l — определяющий размер в критериях подобия;
 M — масса;
 N — число пластин, мощность;
 n — число труб; число параллельных потоков;
 p — давление;
 Δp — гидравлическое сопротивление;
 Q — тепловая нагрузка;
 q — удельная тепловая нагрузка;
 r — удельная массовая теплота конденсации (испарения);

r_3 — термическое сопротивление слоя загрязнения;
 S — площадь поперечного сечения потока;
 t — температура;
 Δt — разность температур стенки и теплоносителя;
 ω — скорость движения теплоносителя;
 z — число ходов в кожухотрубчатых теплообменниках;
 α — коэффициент теплоотдачи;
 β — коэффициент объемного расширения;
 $\delta_{ст}$ — толщина стенки теплопередающей поверхности;
 λ — теплопроводность; коэффициент трения;
 μ — динамическая вязкость;
 ρ — плотность;
 σ — поверхностное натяжение;
 ξ — коэффициент местного сопротивления;
 $Re = \omega l \rho / \mu$ — критерий Рейнольдса;
 $Nu = \alpha l / \lambda$ — критерий Нуссельта;
 $Pt = c \mu / \lambda$ — критерий Прандтля;
 $Gr = g l^3 \rho^2 \beta \Delta t / \mu^2$ — критерий Грасгофа.

Индексы:

1 — теплоноситель с большей средней температурой (горячий);
 2 — теплоноситель с меньшей средней температурой (холодный);
 н — начальное значение; наружный размер; насос;
 к — конечное значение; кожух;
 ст — стенка;
 т — теплообменник;
 тр — трубное пространство;
 мтр — межтрубное пространство;
 ш — штуцер.

2.1. ОБЩАЯ СХЕМА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Расчет теплообменного аппарата включает определение необходимой поверхности теплопередачи, выбор типа аппарата и нормализованного варианта конструкции, удовлетворяющих заданным технологическим условиям оптимальным образом. Необходимую поверхность теплопередачи определяют из основного уравнения теплопередачи:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) \quad (2.1)$$

Тепловую нагрузку Q в соответствии с заданными технологическими условиями находят из уравнения теплового баланса для одного из теплоносителей:

а) если агрегатное состояние теплоносителя не меняется — из уравнения

$$Q = G_i c_i [t_{in} - t_{ik}], \quad i = 1, 2; \quad (2.2)$$

б) при конденсации насыщенных паров без охлаждения конденсата или при кипении — из уравнения

$$Q = G_i r_i, \quad i = 1, 2; \quad (2.3)$$

в) при конденсации перегретых паров с охлаждением конденсата

$$Q = G_i (I_{in} - c_i t_{ik}), \quad (2.4)$$

где I_{in} — энтальпия перегретого пара.

Тепловые потери при наличии теплоизоляции незначительны, поэтому при записи уравнений (2.2) — (2.4) они не учитывались.

Один какой-либо технологический параметр, не указанный в исходном задании (расход одного из теплоносителей или одна из температур), можно найти с помощью уравнения теплового баланса для всего аппарата в целом, приравняв правые части уравнений (2.2) — (2.4) для горячего и холодного теплоносителей.

Если агрегатное состояние теплоносителя не меняется, его среднюю температуру можно определить как среднеарифметическую между начальной и конечной температурами:

$$t_i = (t_{iн} + t_{iк})/2, \quad i=1,2. \quad (2.5)$$

Более точное значение средней температуры одного из теплоносителей можно получить, используя среднюю разность температур:

$$t_i = t_j \pm \Delta t_{ср},$$

где t_j — среднеарифметическая температура теплоносителя с меньшим перепадом температуры вдоль поверхности теплообмена.

При изменении агрегатного состояния теплоносителя его температура постоянна вдоль всей поверхности теплопередачи и равна температуре кипения (или конденсации), зависящей от давления и состава теплоносителя.

В аппаратах с прямо- или противоточным движением теплоносителей средняя разность температур потоков определяется как среднелогарифмическая между большей и меньшей разностями температур теплоносителей на концах аппарата:

$$\Delta t_{ср} \equiv \Delta t_{ср, \text{лог}} = (\Delta t_6 - \Delta t_m) / \ln (\Delta t_6 / \Delta t_m). \quad (2.6)$$

Если эти разности температур одинаковы или отличаются не более чем в два раза, то среднюю разность температур можно приближенно определить как среднеарифметическую между ними:

$$\Delta t_{ср, \text{ар}} = (\Delta t_6 + \Delta t_m) / 2.$$

В аппаратах с противоточным движением теплоносителей $\Delta t_{ср}$ при прочих равных условиях больше, чем в случае прямотока. Это различие практически исчезает при очень малом изменении температуры одного из теплоносителей. При сложном взаимном движении теплоносителей, например при смешанном или перекрестном токе, $\Delta t_{ср}$ принимает промежуточное значение между значениями при противотоке и прямотоке. Его можно рассчитать, вводя поправку $\varepsilon_{\Delta t} \leq 1$ к среднелогарифмической разности температур для противотока, рассчитанной по формуле (2.6):

$$\Delta t_{ср} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{ср, \text{лог}}.$$

Эту поправку для наиболее распространенных схем взаимного направления движения теплоносителей можно рассчитать теоретически [1, т. 1; 2, 3]. В частности, для параллельно-смешанного тока теплоносителей с одним ходом в межтрубном пространстве и двумя ходами по трубам (например, в двухходовом кожухотрубном теплообменнике) имеем:

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\eta / \delta}{\ln \{ [2 - P(1 + R - \eta)] / [2 - P(1 + R + \eta)] \}}, \quad (2.7)$$

$$\text{где } \eta = \sqrt{R^2 + 1}; \quad \delta = \left. \frac{R - 1}{\ln [(1 - P)/(1 - RP)]} \right|_{R \neq 1} = \left. \frac{1 - P}{P} \right|_{R \rightarrow 1}$$

$$P = \frac{t_{2к} - t_{2н}}{t_{1н} - t_{2н}}; \quad R = \frac{t_{1н} - t_{1к}}{t_{2к} - t_{2н}}$$

Уравнение (2.7) приближенно справедливо для любого четного числа ходов теплоносителя в трубах (т. е. для многоходовых кожухотрубных теплообменников).

Поскольку при смешанном токе вдоль части теплообменной поверхности теплоносители движутся прямоточно, максимальное значение параметра P (называемого тепловой эффективностью) меньше, чем при противотоке (когда $P_{\text{max}}^{\text{прот}} = 1$, так как $\max t_{2к} = t_{1н}$), но больше, чем при прямотоке (когда $\max t_{2к} = t_{1к} < t_{1н}$). Это значение, при котором $\varepsilon_{\Delta t} \rightarrow 0$, в соответствии с уравнением (2.7) равно:

$$P_{\text{max}}^{\text{прям}} < P_{\text{max}} = 2 / (1 + R + \eta) < P_{\text{max}}^{\text{прот}} = 1. \quad (2.8)$$

Рис. 2.1. Определение поправки $\epsilon_{\Delta t}$ при нечетном соотношении числа ходов теплоносителей

Очевидно, что эффективность $P \geq P_{\max}$ при данной схеме движения теплоносителей физически нереализуема.

При последовательном соединении m теплообменников, имеющих один ход в межтрубном пространстве и любое четное число ходов по трубам, поправку $\epsilon_{\Delta t}$ можно также вычислить по уравнению (2.7), подставив в него вместо P функцию $f(P)$:

$$f(P) = \frac{1 - (X)^{1/m}}{R - (X)^{1/m}} \Big|_{R \neq 1} = \frac{P}{m - P(m-1)} \Big|_{R=1} \quad (2.9)$$

где $X = (PR - 1)/(P - 1)$.

По такой схеме движения теплоносителей предельное значение тепловой эффективности несколько выше, чем в одном многоходовом теплообменнике:

$$P_{\max} = \frac{Z^m - 1}{Z^m - R} \Big|_{R \neq 1} = \frac{2m}{2m + \sqrt{2}} \Big|_{R=1} \quad (2.10)$$

где $Z = (\eta - R + 1)/(\eta + R - 1)$.

Результаты расчета по такой схеме можно использовать для пластинчатых теплообменников с различным четным соотношением ходов, совершаемых теплоносителями в зависимости от компоновки пластин.

При нечетном соотношении ходов можно использовать графики [4, 5], приведенные на рис. 2.1. Графики зависимостей, полученных непосредственно для пластинчатых теплообменников, приведены в литературе [1, т. 2].

Для определения поверхности теплопередачи и выбора варианта конструкции теплообменного аппарата необходимо определить коэффициент теплопередачи. Его можно рассчитать с помощью уравнения аддитивности термических сопротивлений на пути теплового потока:

$$1/K = 1/\alpha_1 + \delta_{ст}/\lambda_{ст} + r_{31} + r_{32} + 1/\alpha_2,$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи со стороны теплоносителей; $\lambda_{ст}$ — теплопро-

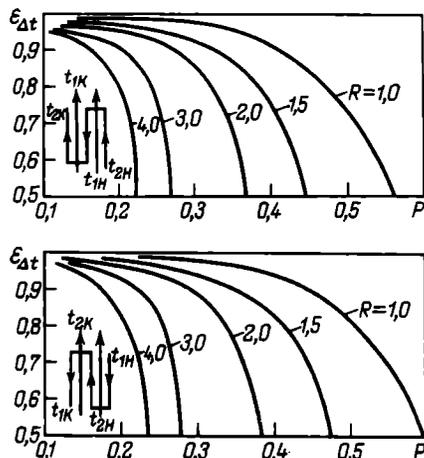


Таблица 2.1. Ориентировочные значения коэффициента теплопередачи K

Вид теплообмена	$K, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$		Вид теплообмена	$K, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	
	для вынужденного движения	для свободного движения		для вынужденного движения	для свободного движения
От газа к газу	10—40	4—12	От конденсирующегося водяного пара: к воде к кипящей жидкости к органическим жидкостям	800—3500	300—1200
От газа к жидкости	10—60	6—20		—	300—2500
От конденсирующегося пара к газу	10—60	6—12		120—340	60—170
От жидкости к жидкости: для воды	800—1700	140—430		От конденсирующегося пара органических жидкостей к воде	300—800
для углеводородов и масел	120—270	30—60			

Таблица 2.2. Тепловая проводимость загрязнений стенок $1/r_3$

Теплоносители	$1/r_3, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	Теплоносители	$1/r_3, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Вода:		Нефтепродукты, масла, пары	2 900
загрязненная	1400—1860	хладоагентов	
среднего качества	1860—2900	Нефтепродукты сырые	1 160
хорошего качества	2900—5800	Органические жидкости, рассо-	5 800
дистиллированная	11 600	лы, жидкие хладоагенты	
Воздух	2 800	Водяной пар, содержащий масла	5 800
		Пары органических жидкостей	11 600

водность материала стенки; $\delta_{ст}$ — толщина стенки; r_{31}, r_{32} — термические сопротивления слоев загрязнений с обеих сторон стенки.

Это уравнение справедливо для передачи тепла через плоскую или цилиндрическую стенку при условии, что $R_{н}/R_{в} < 2$ (где $R_{н}$ и $R_{в}$ — наружный и внутренний радиусы цилиндра).

Однако на этой стадии расчета точное определение коэффициента теплопередачи невозможно, так как α_1 и α_2 зависят от параметров конструкции рассчитываемого теплообменного аппарата. Поэтому сначала на основании ориентировочной оценки коэффициента теплопередачи приходится приблизительно определить поверхность и

выбрать конкретный вариант конструкции, а затем провести уточненный расчет коэффициента теплопередачи и требуемой поверхности.

Сопоставление ее с поверхностью выбранного нормализованного теплообменника дает ответ на вопрос о пригодности выбранного варианта для данной технологической задачи. При значительном отклонении расчетной поверхности от выбранной следует перейти к другому варианту конструкции и вновь выполнить уточненный расчет. Число повторных расчетов зависит главным образом от степени отклонения ориентировочной оценки коэффициента теплопередачи от его уточненного значения. Многократное повторение однотипных расчетов предполагает использование ЭВМ.

Следует, однако, иметь в виду, что трудоемкость повторных расчетов резко снижается по мере выявления характера зависимости коэффициентов теплоотдачи от параметров конструкции аппарата.

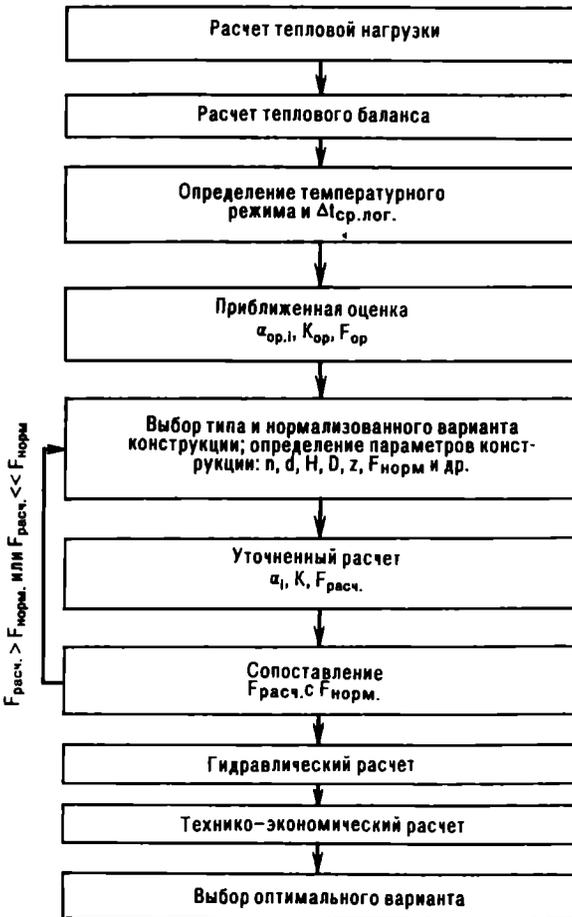


Рис. 2.2. Схема расчета теплообменников

Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи, а также значения тепловой проводимости загрязнений стенок по данным [6] приведены в табл. 2.1 и 2.2.

Трудоемкость таких расчетов несколько снижается, если из опыта известна оптимальная область гидродинамических режимов движения теплоносителей вдоль поверхности для выбранного типа конструкции (при таком ограничении уменьшается число возможных вариантов решения задачи).

В любом случае, особенно при использовании ЭВМ, легко можно получить несколько конкурентоспособных вариантов решения технологической задачи. Дальнейший выбор должен быть сделан на основе технико-экономического анализа по тому или иному критерию оптимальности.

Схема расчета теплообменников приведена на рис. 2.2.

2.2. УРАВНЕНИЯ ДЛЯ РАСЧЕТА КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛОТДАЧИ

Выбор уравнений для уточненного расчета коэффициентов теплоотдачи зависит от характера теплообмена (без изменения агрегатного состояния, при кипении или при конденсации), от вида выбранной поверхности теплообмена (плоской, гофрированной, трубчатой, оребренной), от типа конструкции (кожухотрубчатые, двухтрубные, змеевиковые и др.), от режима движения теплоносителя. В общем виде критериальная зависимость для определения коэффициентов теплоотдачи имеет вид:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots),$$

где $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$ — симплексы геометрического подобия.

Во многие расчетные формулы для определения коэффициента теплоотдачи в явном или неявном виде входит температура стенки. Ее можно определить из соотношения

$$t_{ст,i} = t_i \pm K \Delta t_{cp} / \alpha_i, \quad i = 1, 2. \quad (2.11)$$

Поскольку на первой стадии уточненного расчета α_i и K неизвестны, надо задаться их ориентировочными значениями, а в конце расчета проверить правильность предварительной оценки $t_{ст,i}$.

Ниже приведены уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи в наиболее часто встречающихся случаях теплообмена.

1. При движении теплоносителя в прямых трубах круглого сечения или в каналах некруглого сечения без изменения агрегатного состояния коэффициент теплоотдачи определяют по следующим уравнениям:

а. При развитом турбулентном движении ($Re \geq 10^4$) — по уравнению

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (2.12)$$

где $Pr_{ст}$ — критерий Прандтля, рассчитанный при температуре стенки. Определяющим размером в критериях Re и Nu является эквивалентный диаметр трубы, определяющей температурой, при которой рассчитывают физические свойства среды, — средняя температура теплоносителя. Пределы применимости уравнения (2.12):

$$Re = 10^4 - 5 \cdot 10^6; \quad Pr = 0,6 - 100; \quad L/d \geq 50.$$

Для изогнутых труб (змеевиков) значение α , полученное из уравнения (2.12), умножают на поправку

$$\alpha_{зм} = \alpha (1 + 3,54d/D),$$

где d — внутренний диаметр трубы змеевика; D — диаметр витка змеевика.

б. При $2300 < Re < 10\,000$ и $GrPr < 8 \cdot 10^5$ приближенное значение коэффициента теплоотдачи можно определить по графику, приведенному в [6]

в. В ламинарном режиме ($Re \leq 2300$) возможны два случая:

1) при значениях $GrPr \leq 5 \cdot 10^5$, когда влияние свободной конвекции можно не учитывать, коэффициент теплоотдачи для теплоносителя, движущегося в трубах круг-

лого сечения, определяют с помощью уравнений [1, т. 1; 5]:

$$\text{RePr}(d/L) > 12, \text{Nu} = 1,61 [\text{RePr}(d/L)]^{1/3} (\mu/\mu_{\text{ст}})^{0,14}; \quad (2.13)$$

$$\text{RePr}(d/L) \leq 12, \text{Nu} = 3,66 (\mu/\mu_{\text{ст}})^{0,14}, \quad (2.14)$$

где $\mu_{\text{ст}}$ — вязкость теплоносителя при температуре стенки;

2) при значениях $\text{GrPr} > 5 \cdot 10^5$ наступает так называемый вязкостно-гравитационный режим, при котором влиянием свободной конвекции пренебречь нельзя. В этом режиме на теплоотдачу существенно влияет взаимное направление вынужденного движения и свободной конвекции; ряд формул приведен в работах [1, т. 1; 5, 6]. Коэффициент теплоотдачи при вязкостно-гравитационном режиме течения приближенно можно определить по уравнению [7]

$$\text{Nu} = 0,15 (\text{RePr})^{0,33} (\text{GrPr})^{0,1} (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25} \quad (2.15)$$

В уравнениях (2.13) — (2.15) определяющий размер — эквивалентный диаметр, определяющая температура — средняя температура теплоносителя.

2. При движении теплоносителя в межтрубном пространстве двухтрубного теплообменника коэффициент теплоотдачи можно рассчитать по формулам (2.12), (2.15), подставляя в качестве определяющего размера эквивалентный диаметр кольцевого сечения между трубками $d_s = D_b - d_n$ (где D_b — внутренний диаметр наружной трубы; d_n — наружный диаметр внутренней трубы).

3. При движении теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубчатых теплообменников с сегментными перегородками коэффициент теплоотдачи рассчитывают по следующим уравнениям [6]:

$$\text{Re} \geq 1000, \text{Nu} = 0,24 \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{0,36} (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25}; \quad (2.16)$$

$$\text{Re} < 1000, \text{Nu} = 0,34 \text{Re}^{0,5} \text{Pr}^{0,36} (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25}. \quad (2.17)$$

В уравнениях (2.16), (2.17) за определяющий геометрический размер принимают наружный диаметр теплообменных труб. Скорость потока определяют для площади сечения потока между перегородками (табл. 2.3, 2.4, 2.5).

4. При обтекании шахматного пучка оребренных труб коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнению [6]

$$\text{Nu} = 0,25 (d_n/t)^{-0,54} (h/t)^{-0,14} \text{Re}^{0,65} \text{Pr}^{0,4}, \quad (2.18)$$

где d_n — наружный диаметр несущей трубы; t — шаг между ребрами; $h = 0,5 (D - d_n)$ — высота ребра; D — диаметр ребра.

Определяющий геометрический размер — шаг ребра t . Уравнение (2.18) применимо при $\text{Re} = 3000 - 25\,000$ и $d_n/t = 3 - 4,8$. Полученный из уравнения (2.18) коэффициент теплоотдачи при обтекании пучка оребренных труб α_p подставляют в формулу для расчета коэффициента теплопередачи, отнесенного к полной наружной поверхности:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_p} + \frac{1}{\alpha_{\text{тр}}} \cdot \frac{F_n}{F_b} + \sum \frac{\delta}{\lambda}. \quad (2.19)$$

где $\alpha_{\text{тр}}$ — коэффициент теплоотдачи для теплоносителя внутри трубы; F_n — полная наружная поверхность оребренной трубы, включая поверхность ребер; F_b — внутренняя поверхность несущей трубы; $\sum \delta/\lambda = \delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} + r_{31} + r_{32}$ — сумма термических сопротивлений стенки трубы и слоев загрязнений.

5. При движении теплоносителя в каналах, образованных гофрированными пластинами в пластинчатых теплообменниках, коэффициент теплоотдачи рассчитывают [8] по уравнению

$$\text{Nu} = a \text{Re}^b \text{Pr}^c (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25}. \quad (2.20)$$

Таблица 2.3. Параметры кожухотрубчатых теплообменников и холодильников (по ГОСТ 15118—79, ГОСТ 15120—79 и ГОСТ 15122—79)

D кожуха, мм	d труб, мм	Число ходов *	Общее число труб, шт.	Поверхность теплообмена (в м ²)** при длине труб, м							Площадь сечения потока, 10 ² м ²		Площадь сечения одного хода по трубам, 10 ² м ²
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	в вырезе перегородок	между перегородками	
159	20×2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5	—	—	—	0,3	0,5	0,4
		1	13	1,0	1,5	2,0	3,0	—	—	—	0,4	0,8	0,5
273	20×2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5	—	—	—	0,7	1,0	1,2
		1	37	3,0	4,5	6,0	9,0	—	—	—	0,9	1,1	1,3
325	20×2	1	100	—	9,5	12,5	19,0	25,0	—	—	1,1	2,0	2,0
		2	90	—	8,5	11,0	17,0	22,5	—	—	1,1	1,6	0,9
	25×2	1	62	—	7,5	10,0	14,5	19,5	—	—	1,3	2,9	2,1
		2	56	—	6,5	9,0	13,0	17,5	—	—	1,3	1,5	1,0
400	20×2	1	181	—	—	23,0	34,0	46,0	68,0	—	1,7	2,5	3,6
		2	166	—	—	21,0	31,0	42,0	63,0	—	1,7	3,0	1,7
	25×2	1	111	—	—	17,0	26,0	35,0	52,0	—	2,0	3,1	3,8
		2	100	—	—	16,0	24,0	31,0	47,0	—	2,0	2,5	1,7
600	20×2	1	389	—	—	49	73	98	147	—	4,1	6,6	7,8
		2	370	—	—	47	70	93	139	—	4,1	4,8	3,7
	4	1	334	—	—	42	63	84	126	—	4,1	4,8	1,6
		6	316	—	—	40	60	79	119	—	3,7	4,8	0,9
	25×2	1	257	—	—	40	61	81	121	—	4,0	5,3	8,9
		2	240	—	—	38	57	75	113	—	4,0	4,5	4,2
	4	1	206	—	—	32	49	65	97	—	4,0	4,5	1,8
		6	196	—	—	31	46	61	91	91	3,7	4,5	1,1
800	20×2	1	717	—	—	90	135	180	270	405	6,9	9,1	14,4
		2	690	—	—	87	130	173	260	390	6,9	7,0	6,9
	4	1	638	—	—	80	120	160	240	361	6,9	7,0	3,0
		6	618	—	—	78	116	155	233	349	6,5	7,0	2,0
	25×2	1	465	—	—	73	109	146	219	329	7,0	7,9	16,1
		2	442	—	—	69	104	139	208	312	7,0	7,0	7,7
	4	1	404	—	—	63	95	127	190	285	7,0	7,0	3,0
		6	384	—	—	60	90	121	181	271	6,5	7,0	2,2
1000	20×2	1	1173	—	—	—	221	295	442	663	10,1	15,6	23,6
		2	1138	—	—	—	214	286	429	643	10,1	14,6	11,4
	4	1	1072	—	—	—	202	269	404	606	10,1	14,6	5,1
		6	1044	—	—	—	197	262	393	590	9,6	14,6	3,4
	25×2	1	747	—	—	—	176	235	352	528	10,6	14,3	25,9
		2	718	—	—	—	169	226	338	507	10,6	13,0	12,4
	4	1	666	—	—	—	157	209	314	471	10,6	13,0	5,5
		6	642	—	—	—	151	202	302	454	10,2	13,0	3,6
1200	20×2	1	1701	—	—	—	—	427	641	961	14,5	18,7	34,2
		2	1658	—	—	—	—	417	625	937	14,5	17,6	16,5
	4	1	1580	—	—	—	—	397	595	893	14,5	17,6	7,9
		6	1544	—	—	—	—	388	582	873	13,1	17,6	4,9
	25×2	1	1083	—	—	—	—	340	510	765	16,4	17,9	37,5
		2	1048	—	—	—	—	329	494	740	16,4	16,5	17,9
	4	1	986	—	—	—	—	310	464	697	16,4	16,5	8,4
		6	958	—	—	—	—	301	451	677	14,2	16,5	5,2

* Холодильники диаметром 325 мм и более могут быть только с числом ходов 2, 4 или 6.

** Рассчитана по наружному диаметру труб.

Таблица 2.4. Параметры кожухотрубчатых теплообменников и конденсаторов с плавающей головкой (по ГОСТ 14246—79 и ГОСТ 14247—79)

D кожуха, мм	d труб *, мм	Число ходов **	Площадь сечения одного хода по трубам, м ²	Поверхность теплообмена (м ²) при длине труб, м					Площадь самого узкого сечения в межтрубном пространстве ***, м ²		
				3,0	6,0 ***	9,0 ***					
325	20×2	2	0,007	—	13	26	—	—	—	0,012	—
	25×2	2	0,007	—	10	20	—	—	—	0,012	—
400	20×2	2	0,012	—	23	46	—	—	—	0,020	—
	25×2	2	0,014	—	19	38	—	—	—	0,019	—
500	20×2	2	0,020	—	38	76	—	—	—	0,031	—
	25×2	2	0,023	—	31	62	—	—	—	0,030	—
600	20×2	2	0,030	0,034	—	117	131	176	196	0,048	0,042
		4	0,013	0,014	—	107	117	160	175	0,048	0,042
		6	—	0,008	—	—	113	—	—	0,048	0,042
	25×2	2	0,034	0,037	—	96	105	144	157	0,043	0,040
		4	0,015	0,016	—	86	94	129	141	0,043	0,040
		6	—	0,007	—	—	87	—	—	0,043	0,040
800	20×2	2	0,026	0,063	—	212	243	318	364	0,043	0,071
		4	0,025	0,025	—	197	225	295	337	0,078	0,071
		6	—	0,016	—	—	216	—	—	0,078	0,071
	25×2	2	0,060	0,069	—	170	181	255	286	0,074	0,068
		4	0,023	0,024	—	157	173	235	259	0,074	0,068
		6	—	0,018	—	—	164	—	—	0,074	0,068
1000	20×2	2	0,092	0,106	—	346	402	519	603	0,115	0,105
		4	0,043	0,049	—	330	378	495	567	0,115	0,105
		6	—	0,032	—	—	368	—	—	0,115	0,105
	25×2	2	0,103	0,119	—	284	325	426	488	0,117	0,112
		4	0,041	0,051	—	267	301	400	451	0,117	0,112
		6	—	0,034	—	—	290	—	—	0,117	0,112
1200	20×2	2	0,135	0,160	—	514	604	771	906	0,138	0,147
		4	0,064	0,076	—	494	576	741	864	0,138	0,147
		6	—	0,046	—	—	563	—	—	0,138	0,147
	25×2	2	0,155	0,179	—	423	489	635	733	0,126	0,113
		4	0,072	0,086	—	403	460	604	690	0,126	0,113
		6	—	0,054	—	—	447	—	—	0,126	0,113
1400	20×2	2	0,188	0,220	—	715	831	1072	1246	0,179	0,198
		4	0,084	0,102	—	693	798	1040	1197	0,179	0,198
		6	—	0,059	—	—	782	—	—	0,179	0,198
	25×2	2	0,214	0,247	—	584	675	876	1012	0,174	0,153
		4	0,099	0,110	—	561	642	841	963	0,174	0,153
		6	—	0,074	—	—	626	—	—	0,174	0,153

* Трубы $\varnothing 25 \times 2$ мм должны быть изготовлены из высоколегированных сталей; допускаются трубы из углеродистой стали, но $\varnothing 25 \times 2,5$ мм.

** Шесть ходов по трубам может быть только у конденсаторов.

*** Данные в правых столбцах относятся к расположению труб в трубных решетках по вершинам равносторонних треугольников, остальные — по вершинам квадратов (по ГОСТ 13202—77).

Коэффициент a определяют из следующих данных:

Тип (площадь) пластины, м ²	0,2	0,3	0,6	1,3
Турбулентный режим	0,065	0,1	0,135	0,135
Ламинарный режим	0,46	0,6	0,6	0,6

Показатели степени b и c выбирают в зависимости от режима течения и типа пластин: при турбулентном течении (в пределах $Re=50-30\,000$ и $Pr=0,7-80$) $b=0,73$, $c=0,33$; при ламинарном течении ($Re \leq 50$, $Pr \geq 80$) $b=0,33$, $c=0,33$.

6. Для жидкости, перемешиваемой в аппарате с мешалкой, коэффициент теплоотдачи рассчитывают [6, 9] по уравнению

$$Nu = a Re^m Pr^{0,33} (\mu/\mu_{ct})^{0,14}, \quad (2.21)$$

Таблица 2.5. Параметры кожухотрубчатых теплообменников с U-образными трубами (по ГОСТ 14245—79)

D кожуха, мм	Площадь сечения одного хода по трубам *, м ²		Поверхность теплообмена (м ²) при длине труб, м				Площадь самого узкого сечения в межтрубном пространстве **, м ²		
			3,0	6,0**	9,0**				
325	0,007	—	14	27	—	—	0,011	—	
400	0,013	—	26	51	—	—	0,020	—	
500	0,022	—	43	85	—	—	0,032	—	
600	0,031	0,039	—	120	150	178	223	0,047	0,037
800	0,057	0,067	—	224	258	331	383	0,085	0,073
1000	0,097	0,112	—	383	437	565	647	0,120	0,108
1200	0,142	0,165	—	564	651	831	961	0,135	0,151
1400	0,197	0,234	—	790	930	1160	1369	0,161	0,187

* Рассчитана по наружному диаметру труб.

** Данные в правых столбцах относятся к расположению труб в трубной решетке по вершинам равносторонних треугольников, остальные — по вершинам квадратов (по ГОСТ 13203—77)

где $Nu = \alpha D / \lambda$; $Re = nd_m^2 \rho / \mu$; $a = 0,36$; $m = 0,67$ — при передаче тепла через рубашку; $a = 0,87$, $m = 0,62$ — при передаче тепла с помощью змеевика; D — внутренний диаметр аппарата; n — частота вращения мешалки, c^{-1} ; d_m — диаметр окружности, описываемой мешалкой.

7. При пленочной конденсации насыщенного пара и ламинарном стекании пленки конденсата под действием силы тяжести коэффициент теплоотдачи рассчитывают по формуле

$$\alpha = a \lambda \sqrt[3]{\rho^2 r g / (\mu \Delta t l)}, \quad (2.22)$$

где для вертикальной поверхности $a = 1,15$, $l = H$ (H — высота поверхности, м); для одиночной горизонтальной трубы $a = 0,72$, $l = d_n$ (d_n — наружный диаметр трубы, м).

В этой формуле $\Delta t = t_{конд} - t_{ст1}$. Удельную теплоту конденсации r определяют при температуре конденсации $t_{конд}$; физические характеристики конденсата рассчитывают при средней температуре пленки конденсата $t_{пл} = 0,5(t_{конд} + t_{ст1})$. Во многих случаях, когда Δt не превышает 30—40 град, физические характеристики могут быть определены при температуре конденсации $t_{конд}$, что не приведет к значительной ошибке в определении α .

При конденсации пара на наружной поверхности пучка из n горизонтальных труб средний коэффициент теплоотдачи несколько ниже, чем в случае одиночной трубы, вследствие утолщения пленки конденсата на трубах, расположенных ниже: $\alpha_{ср} = \epsilon \alpha$.

Приближенно можно принять $\epsilon = 0,7$ при $n \leq 100$ и $\epsilon = 0,6$ при $n > 100$.

При подстановке в формулу (2.22) $\Delta t = q / \alpha$ получим:

$$\alpha = a \lambda \sqrt[3]{\rho^2 r g / (\mu l q)} \quad (2.23)$$

где для вертикальных поверхностей $a = 1,21$, $l = H$ (в м); для одиночных горизонтальных труб $a = 0,645$, $l = d_n$ (в м).

Зная расход пара G_1 (кг/с) и используя уравнение теплоотдачи

$$H \Delta t = G_1 r / (\alpha \lambda d_n n) \text{ или } d_n \Delta t = G_1 r / (\alpha \lambda L n),$$

можно подстановкой в формулу (2.22) получить следующие удобные для расчетов формулы:

для вертикальных труб

$$\alpha = 3,78 \lambda \sqrt[3]{\rho^2 d_n n / (\mu G_1)}; \quad (2.24)$$

для n горизонтальных труб длиной L (в м)

$$\alpha = 2,02 \epsilon \lambda \sqrt[3]{\rho^2 L n / (\mu G_1)}. \quad (2.25)$$

Коэффициент теплоотдачи для конденсации пара на гофрированной поверхности пластин при $(t_{\text{конд}} - t_{\text{ст1}}) = \Delta t < 10$ град рассчитывают по формуле (2.22), в которую в качестве высоты поверхности подставляют приведенную длину канала L (см. табл. 2.12). При $\Delta t \geq 10$ град используют другую формулу [8]:

$$Nu = a Re^{0.7} Pr^{0.4}, \quad (2.26)$$

где $Re = Lq/(\mu r) = G_1 L/(\mu F)$ (F — полная поверхность теплообмена, m^2). В случае $\Delta t < 30-40$ град физические свойства конденсата можно определять при температуре конденсации.

Коэффициент a зависит от типа (площади) пластины:

Площадь пластины, m^2	0,2	0,3	0,6	1,3
Коэффициент a	800	322	240	201

Более подробные сведения по теплоотдаче при конденсации паров, в частности для турбулентного течения пленки конденсата, можно найти в литературе [5].

8. При пузырьковом кипении коэффициент теплоотдачи рассчитывают по следующим уравнениям:

а) при кипении на поверхностях, погруженных в большой объем жидкости [10]

$$\alpha = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho}{\rho_n} - 1 \right)^{-2/3} \right] \left(\frac{\lambda^2 \rho}{\mu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} q^{2/3}; \quad (2.27)$$

б) при кипении в трубах [11]

$$\alpha = 780 \lambda^{1.3} \rho^{0.5} \rho_n^{0.06} q^{0.6} / (\sigma^{0.5} r^{0.6} \rho_n^{0.66} c^{0.3} \mu^{0.3}). \quad (2.28)$$

Критическую удельную тепловую нагрузку, при которой пузырьковое кипение переходит в пленочное, а коэффициент теплоотдачи принимает максимальное значение, можно оценить по формуле, справедливой для кипения в большом объеме:

$$q_{\text{кр}} = 0,14 r \sqrt{\rho_n^3 g \sigma \rho}. \quad (2.29)$$

В формулах (2.27) — (2.29) все физические характеристики жидкости следует определять при температуре кипения, соответствующей рабочему давлению ($T_{\text{кип}}$, К). Плотность пара при атмосферном давлении ρ_0 и рабочем давлении p определяют по соотношениям

$$\rho_{n0} = (M/22,4) \frac{273}{T_{\text{кип}0}}; \quad \rho_n = (M/22,4) \frac{273}{T_{\text{кип}}} \cdot \frac{p}{p_0},$$

где M — молекулярная масса пара; $T_{\text{кип}0}$ — температура кипения при атмосферном давлении (в К).

2.3. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ И ПАРАМЕТРЫ НОРМАЛИЗОВАННЫХ ТЕПЛОБМЕННЫХ АППАРАТОВ

2.3.1. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты могут использоваться в качестве теплообменников, холодильников, конденсаторов и испарителей.

Теплообменники предназначены для нагрева и охлаждения, а холодильники — для охлаждения (водой или другим нетоксичным, непожаро- и невзрывоопасным хладагентом) жидких и газообразных сред. В соответствии с ГОСТ 15120—79 и ГОСТ 15122—79 кожухотрубчатые теплообменники и холодильники могут быть двух типов: Н — с неподвижными трубными решетками и К — с линзовым компенсатором неодинаковых температурных удлинений кожуха и труб. Наибольшая допускаемая разность температур кожуха и труб для аппаратов типа Н может составлять 20—60 град, в зависимости от материала кожуха и труб, давления в кожухе и диаметра аппарата.

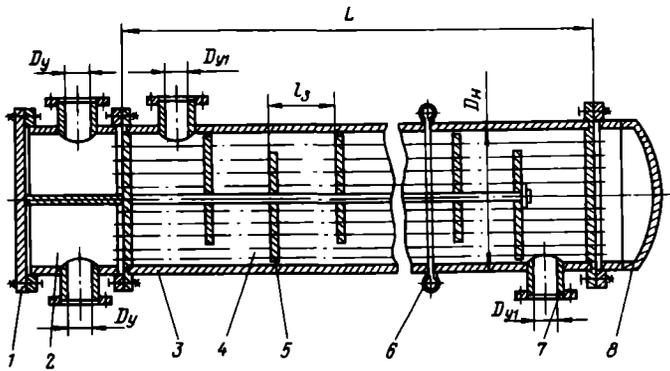


Рис. 2.3. Кожухотрубчатый двухходовый (по трубному пространству) холодильник:

1 — крышка распределительной камеры; 2 — распределительная камера; 3 — кожух; 4 — теплообменные трубы; 5 — перегородка с сегментным вырезом; 6 — линзовый компенсатор; 7 — штуцер; 8 — крышка

Теплообменники и холодильники могут устанавливаться горизонтально или вертикально, быть одно-, двух-, четырех- и шестиходовыми по трубному пространству. Трубы, кожух и другие элементы конструкции могут быть изготовлены из углеродистой или нержавеющей стали, а трубы холодильников — также и из латуни. Распределительные камеры и крышки холодильников выполняют из углеродистой стали. Стандартный двухходовый по трубному пространству кожухотрубчатый холодильник изображен на рис. 2.3.

Поверхность теплопередачи нормализованных теплообменников и холодильников, параметры конструкций, необходимые для уточненного определения требуемой поверхности и гидравлического сопротивления, а также массы аппаратов, приведены в табл. 2.3, 2.6—2.8.

Кожухотрубчатые *конденсаторы* предназначены для конденсации паров в межтрубном пространстве, а также для подогрева жидкостей и газов за счет теплоты конденсации пара. Они могут быть с неподвижной трубной решеткой или с температурным компенсатором на кожухе, вертикальные или горизонтальные. В соответствии с ГОСТ 15121—79, конденсаторы могут быть двух-, четырех- и шестиходовыми по трубному пространству. От холодильников они отличаются большим диаметром штуцера для подвода пара в межтрубное пространство.

Для отвода конденсата и предотвращения прорыва пара в линию отвода конденсата теплообменные аппараты, обогреваемые насыщенным водяным паром, должны снабжаться конденсатоотводчиками [11]. Расчет поплавкового конденсатоотводчика состоит в определении

Таблица 2.6. Диаметры условного прохода штуцеров кожухотрубчатых теплообменников

D кожуха, мм	Диаметр (в мм) условного прохода штуцеров для трубного пространства при числе ходов по трубам				Диаметры условного прохода штуцеров для межтрубного пространства, мм
	1	2	4	6	
159	80	—	—	—	80
273	100	—	—	—	100
325	150	100	—	—	100
400	150	150	—	—	150
600	200	200	150	100	200
800	250	250	200	150	250
1000	300	300	200	150	300
1200	350	350	250	200	350
1400	—	350	250	200	—

Таблица 2.7 Число сегментных перегородок в нормализованных кожухотрубчатых теплообменниках

D кожу- ха, мм	Число сегментных перегородок при длине труб, м						
	1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
159	6	10	14	26	—	—	—
273	4	8	12	18	—	—	—
325	—	6	8	14 (16)	18	(36; 38)	—
400	—	—	6	10	14	22 (24; 26)	—
600	—	—	4	8	10	18 (16)	(24)
800	—	—	4	6	8	14 (12)	22 (20)
1000	—	—	—	4	6	10	16 (18)
1200	—	—	—	—	6	8	14 (12)
1400	—	—	—	—	—	—	—

Примечание. Числа в скобках относятся к теплообменникам с плавающей головкой и с U-образными трубами.

Таблица 2.8. Масса кожухотрубчатых теплообменников, холодильников, испарителей и конденсаторов со стальными трубами (по ГОСТ 15119—79 — ГОСТ 15122—79)

р, МПа	D кожу- ха, мм	Чис- ло ходов	Трубы $\varnothing 20 \times 2$ мм, длиной, м						Трубы $\varnothing 25 \times 2$ мм, длиной, м					
			1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
<i>Масса теплообменников и холодильников, кг, не более</i>														
1,6	159	1	196	217	263	—	—	192	211	255	—	—	—	—
1,6	273	1	388	455	590	—	—	465	527	649	—	—	—	—
1,6	325	1	495	575	735	895	—	485	540	680	820	—	—	—
1,6	325	2	510	575	740	890	—	485	550	690	820	—	—	—
1,0	400	1	—	860	1130	1 430	1 850	—	780	1 035	1 290	1 750	—	—
1,0	400	2	—	870	1090	1 370	1 890	—	820	1 040	1 260	1 600	—	—
1,0	600	1	—	1540	1980	2 480	3 450	—	1350	1 810	2 410	3 150	—	—
1,0	600	2, 4, 6	—	1650	2100	3 500	3 380	—	1480	1 890	2 290	3 130	—	—
1,0	800	1	—	2560	3520	4 150	5 800	8 400	2280	3 130	3 720	5 360	7 400	—
1,0	800	2, 4, 6	—	2750	3550	4 350	5 950	8 500	2520	3 230	3 950	5 360	7 480	—
0,6	1000	1	—	—	5000	6 250	9 030	12 800	—	4 500	5 600	7 850	11 200	—
0,6	1000	2, 4, 6	—	—	5450	6 750	9 250	12 850	—	4 850	6 100	8 166	11 400	—
0,6	1200	1	—	—	—	9 000	12 800	18 400	—	—	8 000	11 250	16 000	—
0,6	1200	2, 4, 6	—	—	—	9 750	13 400	18 900	—	—	8 700	11 860	16 550	—
1,0	600	1	—	—	—	—	—	—	1340	1 760	2 180	—	—	—
1,0	600	2, 4, 6	—	—	1970	2 420	3 320	—	—	1 780	2 220	2 930	—	—
1,6	600	1	—	—	—	—	—	—	1400	1 790	2 200	—	—	—
1,6	600	2, 4, 6	—	—	2050	2 510	3 450	—	—	1 850	2 250	3 060	—	—
1,0	800	1	—	—	—	—	—	—	2300	3 200	3 660	—	—	—
1,0	800	2, 4, 6	—	—	3600	4 400	5 900	—	—	3 200	3 900	5 200	—	—
1,6	800	1	—	—	—	—	—	—	2400	3 350	3 840	—	—	—
1,6	800	2, 4, 6	—	—	3850	4 500	6 100	—	—	3 450	4 050	5 600	—	—
1,0	1000	1	—	—	—	—	—	—	3600	4 850	5 950	—	—	—
1,0	1000	2, 4, 6	—	—	5450	6 700	9 250	—	—	4 950	6 100	8 120	—	—
1,6	1000	1	—	—	—	—	—	—	3800	5 000	6 050	—	—	—
1,6	1000	2, 4, 6	—	—	5750	7 100	9 700	—	—	5 250	6 350	8 650	—	—
1,0	1200	1	—	—	—	—	—	—	—	6 700	8 150	—	—	—
1,0	1200	2, 4, 6	—	—	—	10 100	13 450	—	—	—	9 100	12 000	—	—
1,6	1200	1	—	—	—	—	—	—	—	7 000	8 600	—	—	—
1,6	1200	2, 4, 6	—	—	—	10 400	13 700	—	—	—	9 380	12 150	—	—
1,0	1400	1	—	—	—	—	—	—	—	8 630	10 680	—	—	—
1,0	1400	2, 4, 6	—	—	—	—	18 390	—	—	—	—	16 260	—	—
1,6	1400	1	—	—	—	—	—	—	—	11 200	13 200	—	—	—
1,6	1400	2, 4, 6	—	—	—	—	18 790	—	—	—	—	16 830	—	—

Примечания. 1. Испарители могут быть только одноходовыми из труб 25×2 мм. 2. Для труб длиной 1 м масса теплообменников и холодильников равна 174 кг при $D = 159$ мм и 320 кг при $D = 273$ мм.

диаметра условного прохода D_y по максимальному коэффициенту пропускной способности k :

D_y , мм	20	25	32	40	50	80
k , т/ч	1,0	1,6	2,5	4,0	6,3	10,0

Требуемое значение коэффициента пропускной способности определяют в зависимости от

расхода водяного конденсата G (в т/ч) и перепада давления Δp (в МПа) между давлением пара и давлением в линии отвода конденсата: $k=0,575G/\sqrt{\Delta p}$

В кожухотрубчатых *испарителях* в трубном пространстве кипит жидкость, а в межтрубном пространстве может быть жидкий, газообразный, парообразный, парогазовый или парожидкостной теплоноситель. Согласно ГОСТ 15119—79 эти теплообменники могут быть только вертикальными одноходовыми, с трубами диаметром 25×2 мм. Они могут быть с неподвижной трубной решеткой или с температурным компенсатором на кожухе. Основные параметры кожухотрубчатых конденсаторов и испарителей по ГОСТ 15119—79 и 15121—79 приведены в табл. 2.9.

Применение кожухотрубчатых теплообменников с температурным компенсатором на кожухе (линзовый компенсатор) ограничено предельно допустимым давлением в кожухе, равным 1,6 МПа. При большем давлении в кожухе (1,6—8,0 МПа) следует применять теплообменники с плавающей головкой или с U-образными трубами.

На рис. 2.4 изображен кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой, предназначенной для охлаждения (нагревания) жидких или газообразных сред без

Таблица 2.9. Параметры кожухотрубчатых конденсаторов и испарителей (по ГОСТ 15119—79 и ГОСТ 15121—79)

D кожуха, мм	d труб, мм	Число ходов *	Общее число труб, шт.	Поверхность теплообмена ** (м ²) при длине труб, м				Площадь сечения одного хода по трубам, м ²
				2,0	3,0	4,0	6,0	
600	20×2	2	370	—	70	93	139	0,037
		4	334	—	63	84	126	0,016
		6	316	—	60	79	119	0,009
	25×2	1	257	40	61	81	—	—
		2	240	—	57	75	113	0,042
		4	206	—	49	65	97	0,018
800	20×2	6	196	—	46	61	91	0,011
		2	690	—	130	173	260	0,069
		4	638	—	120	160	240	0,030
	25×2	6	618	—	116	155	233	0,020
		1	465	73	109	146	—	—
		2	442	—	104	139	208	0,077
1000	20×2	4	404	—	95	127	190	0,030
		6	384	—	90	121	181	0,022
		2	1138	—	214	286	429	0,114
	25×2	4	1072	—	202	269	404	0,051
		6	1044	—	197	262	393	0,034
		1	747	117	176	235	—	—
1200	20×2	2	718	—	169	226	338	0,124
		4	666	—	157	209	314	0,055
		6	642	—	151	202	302	0,036
	25×2	2	1658	—	—	417	625	0,165
		4	1580	—	—	397	595	0,079
		6	1544	—	—	388	582	0,049
1400	20×2	1	1083	—	256	340	—	—
		2	1048	—	—	329	494	0,179
		4	986	—	—	310	464	0,084
	25×2	6	958	—	—	301	451	0,052
		2	2298	—	—	—	865	0,230
		4	2204	—	—	—	831	0,110
25×2	6	2162	—	—	—	816	0,072	
	1	1545	—	372	486	—	—	
	2	1504	—	—	—	708	0,260	
	4	1430	—	—	—	673	0,118	
		6	1396	—	—	—	657	0,080

* Испарители могут быть только одноходовыми.

** Рассчитана по наружному диаметру труб.

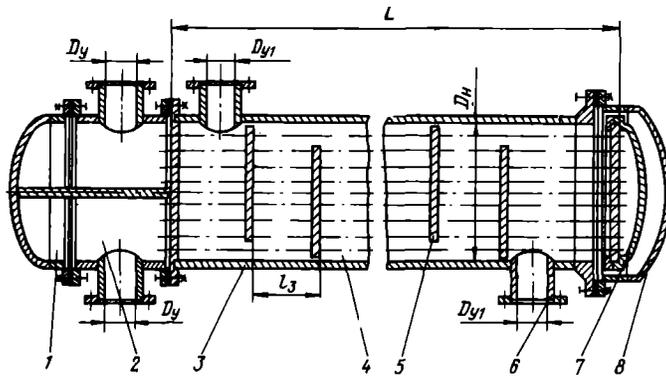


Рис. 2.4. Кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой:

1 — крышка распределительной камеры; 2 — распределительная камера; 3 — кожух; 4 — теплообменные трубы; 5 — перегородка с сегментным вырезом; 6 — штуцер; 7 — крышка плавающей головки; 8 — крышка кожуха

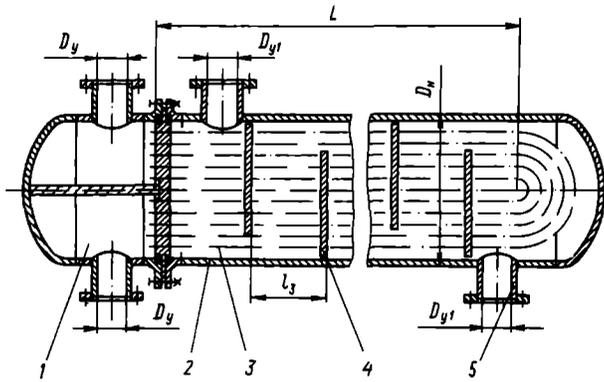


Рис. 2.5. Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубами:

1 — распределительная камера; 2 — кожух; 3 — теплообменные трубы; 4 — перегородка с сегментным вырезом; 5 — штуцер

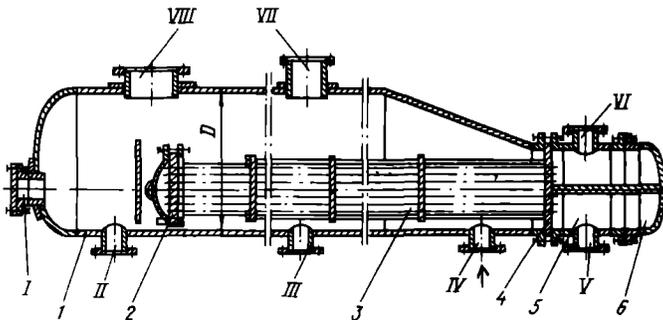


Рис. 2.6. Кожухотрубчатый испаритель с паровым пространством:

1 — кожух; 2 — трубчатая решетка плавающей головки; 3 — теплообменные трубы; 4 — неподвижная трубная решетка; 5 — распределительная камера; 6 — крышка распределительной камеры; I — люк для монтажа трубного пучка; II — выход остатка продукта; III — дренаж; IV — вход жидкого продукта; V — выход газа или жидкости (теплового агента); VI — вход пара или жидкости (теплового агента); VII — выход паров продукта; VIII — люк

изменения их агрегатного состояния. Не закрепленная на кожухе вторая трубная решетка вместе с внутренней крышкой, отделяющей трубное пространство от межтрубного, образует так называемую плавающую головку. Такая конструкция исключает температурные напряжения в кожухе и в трубах. Эти теплообменники, нормализованные в соответствии с ГОСТ 14246—79, могут быть двух- или четырехходовыми, горизонтальными длиной 3, 6 и 9 м или вертикальными высотой 3 м. Поверхности теплопередачи и основные параметры их приведены в табл. 2.4.

Кожухотрубчатые конденсаторы с плавающей головкой (ГОСТ 14247—79) отличаются от аналогичных теплообменников большим диаметром штуцера для подвода пара в межтрубное пространство. Допустимое давление охлаждающей среды в трубах до 1,0 МПа, в межтрубном пространстве — от 1,0 до 2,5 МПа. Эти аппараты могут быть двух-, четырех- и шестиходовыми по трубному пространству. Диаметр кожуха от 600 до 1400 мм, высота труб 6,0 м. Поверхности теплопередачи и основные параметры их также представлены в табл. 2.4.

Теплообменники с U-образными трубами (рис. 2.5) применяют для нагрева и охлаждения жидких или газообразных сред без изменения их агрегатного состояния. Они рассчитаны на давление до 6,4 МПа, отличаются от теплообменников с плавающей головкой менее сложной конструкцией (одна трубная решетка, нет внутренней крышки), однако могут быть лишь двухходовыми, из труб только одного сортамента: 20×2 мм. Поверхности теплообмена и основные параметры этих теплообменников в соответствии с ГОСТ 14245—79 приведены в табл. 2.5.

Кожухотрубчатые испарители с трубными пучками из U-образных труб или с плавающей головкой имеют паровое пространство над кипящей в кожухе жидкостью. В этих аппаратах, всегда расположенных горизонтально, горячий теплоноситель (в качестве которого могут быть использованы газы, жидкости или пар) движется по трубам. Согласно ГОСТ 14248—79, кожухотрубчатые испарители могут быть с коническим днищем (рис. 2.6) диаметром 800—1600 мм и с эллиптическим днищем диаметром 2400—2800 мм. Последние могут иметь два или три трубных пучка. Допустимые давления в трубах составляют 1,6—4,0 МПа, в кожухе — 1,0—2,5 МПа при рабочих температурах от —30 до 450 °С, т. е. выше, чем для испарителей с линзовым компенсатором. Испарители с паровым пространством изготавливают только двухходовыми, из труб длиной 6,0 м, диаметром 25×2 мм. Поверхности теплообмена и основные параметры испарителей с паровым пространством в соответствии с ГОСТ 14248—79 приведены в табл. 2.10.

Таблица 2.10. Параметры кожухотрубчатых испарителей с паровым пространством (по ГОСТ 14248—79)

D кожуха, мм	Число трубных пучков, шт.	Число труб в одном пучке*, шт.		Поверхность теплообмена*, м ²		Площадь сечения одного хода по трубам*, м ²	
800	1	134	82	51	38	0,013	0,013
1000	1	220	132	85	62	0,022	0,020
1200	1	310	204	120	96	0,031	0,031
1600	1	572	362	224	170	0,057	0,055
2400	1	134	—	51	—	0,013	—
2400	1	220	—	85	—	0,022	—
2400	1	310	—	120	—	0,031	—
2400	1	572	—	224	—	0,057	—
2400	2	310	204	240	192	0,031	0,031
2600	3	310	204	360	288	0,031	0,031
2800	2	572	362	448	362	0,057	0,055

* Данные в правых столбцах относятся к трубным пучкам с плавающей головкой, остальные — с U-образными трубами.

2.3.2. Теплообменники типа «труба в трубе»

При небольших тепловых нагрузках, когда требуемая поверхность теплообмена не превышает 20—30 м², целесообразно применение теплообменников типа «труба в трубе». Такие теплообменники изготавливают следующих типов: 1) неразборные однопоточные малогабаритные; 2) разборные одно- и двухпоточные малогабаритные; 3) разборные однопоточные; 4) неразборные однопоточные; 5) разборные многопоточные.

Неразборный теплообменник типа «труба в трубе» изображен на рис. 2.7 Эти теплообменники могут иметь один ход или несколько (обычно четное число) ходов.

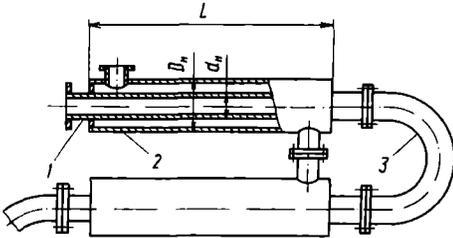
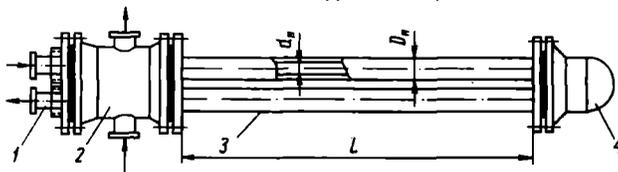


Рис. 2.7. Неразборный теплообменник типа «труба в трубе»:

1 — теплообменная труба; 2 — кожуховая труба; 3 — калач

Рис. 2.8. Разборный однопоточный малогабаритный (d_n до 57 мм) теплообменник типа «труба в трубе»:

1 — теплообменная труба; 2 — распределительная камера для наружного теплоносителя; 3 — кожуховая труба; 4 — крышка



Конструкции разборных теплообменников показаны по рис. 2.8 и 2.9. Однопоточный малогабаритный теплообменник (рис. 2.8) имеет распределительную камеру для наружного теплоносителя, разделенную на две зоны продольной перегородкой. В крышке размещен калач, соединяющий теплообменные трубы. Кожуховые трубы крепятся в трубных решетках, теплообменные трубы герметизируются с помощью сальниковых уплотнений. Однопоточные разборные теплообменники из труб большого диаметра (более 57 мм) выполняются без распределительной камеры, так как штуцер для подвода наружного теплоносителя можно приварить непосредственно к кожуховым трубам.

Двухпоточный разборный теплообменник (рис. 2.9) имеет две распределительные камеры, а в крышке размещены два калача. Поверхность теплообмена и проходные сечения для теплоносителей при прочих равных условиях в два раза больше, чем в однопоточном теплообменнике. Многопоточные теплообменники типа «труба в трубе» принципиально не отличаются от двухпоточных. Поверхности теплообмена и основные параметры нормализованных теплообменников типа «труба в трубе» приведены в табл. 2.11 и 2.12.

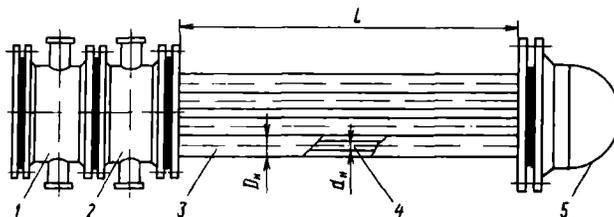


Рис. 2.9. Разборный двухпоточный малогабаритный (d_n до 57 мм) теплообменник типа «труба в трубе»:

1, 2 — распределительные камеры соответственно для внутреннего и наружного теплоносителя; 3 — кожуховая труба; 4 — теплообменная труба; 5 — крышка

Таблица 2.11. Поверхности теплообмена и основные параметры неразборных и разборных однопоточных и двухпоточных теплообменников типа «труба в трубе»

Диаметр теплообменных труб, мм	Число параллельных потоков	Число теплообменных труб в одном аппарате, шт.	Поверхность теплообмена (в м ²) по наружному диаметру при длине труб, м						Диаметр ** труб кожуха, мм
			1,5	3,0	4,5	6,0	9,0	12,0	
25×3	1	1*	0,12	0,24	0,36	0,48	—	—	57×4
	1	2	0,24	0,48	0,72	0,96	—	—	
	2	4	0,48	0,96	1,44	1,92	—	—	
38×3,5	1	1*	0,18	0,36	0,54	0,72	—	—	57×4; 76×4; 89×5
	2	2	0,36	0,72	1,08	1,44	—	—	
	2	4	0,72	1,44	2,16	2,88	—	—	
48×4	1	1*	0,23	0,45	0,68	0,90	—	—	76×4; 89×5; 108×4
	1	2	0,46	0,90	1,36	1,80	—	—	
	2	4	0,92	1,80	2,72	3,60	—	—	
57×4	1	1*	0,27	0,54	0,81	1,08	—	—	89×5; 108×4
	1	2	0,54	1,08	1,62	2,16	—	—	
	2	4	1,08	2,16	3,24	4,32	—	—	
76×4	1	1*	—	—	—	1,43	2,14	2,86	108×4; 133×4
	2	2	—	—	—	2,14	2,86	4,28	
89×5	1	1*	—	—	—	1,68	2,52	3,36	133×4; 159×4,5
	2	2	—	—	—	2,52	3,36	5,04	
108×4	1	1*	—	—	—	2,03	3,05	4,06	159×4,5; 219×6
	2	2	—	—	—	3,05	4,06	6,10	
133×4	1	1*	—	—	—	2,50	3,75	5,0	219×6
	2	2	—	—	—	3,76	5,0	7,50	
159×4,5	1	1*	—	—	—	3,0	4,5	6,0	219×6
	2	2	—	—	—	4,5	6,0	9,0	

* Относится к одному ходу неразборных теплообменников.

** Толщины труб указаны для условных давлений не выше 1,6 МПа.

Таблица 2.12. Поверхности теплообмена и основные параметры разборных многопоточных теплообменников типа «труба в трубе»*

Число параллельных потоков	Число труб в одном аппарате, шт.	Поверхность теплообмена (м ²) при длине труб, м			Площадь сечений потоков, 10 ⁴ м ²	
		3,0	6,0	9,0	внутри теплообменных труб	в кольцевых зазорах межтрубного пространства
3	6	3	6	—	38	92
5	10	5	10	—	63	154
7	14	—	14	21	88	216
12	24	—	24	36	151	371
22	44	—	44	66	277	680

* Диаметр теплообменных труб 48×4 мм, диаметр кожуховых труб 89×5 мм. Допускаются также теплообменные трубы диаметром 38×3,5 и 57×4 мм и кожуховые трубы диаметром 108×4 мм при тех же длинах. Предельные условные давления теплоносителей 1,6 и 4,0 МПа.

2.3.3. Пластинчатые теплообменники

В пластинчатых теплообменниках поверхность теплообмена образована набором тонких штампованных гофрированных пластин. Эти аппараты могут быть разборными, полуразборными и неразборными (сварными). В пластинах разборных теплообменников (рис. 2.10) имеются угловые отверстия для прохода теплоносителей и пазы, в которых закрепляются уплотнительные и компоновочные прокладки из специальных

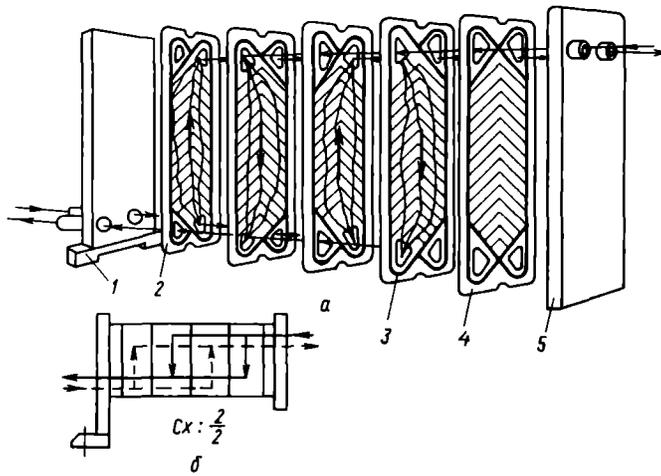


Рис. 2.10. Пространственная схема движения теплоносителей (а) и условная схема компоновки пластин (б) в однопакетном пластинчатом разборном теплообменнике:

1 — неподвижная плита; 2 — теплообменная пластина; 3 — прокладка; 4 — концевая пластина; 5 — подвижная плита

термостойких резин. Пластины сжимаются между неподвижной и подвижной пластинами таким образом, что благодаря прокладкам между ними образуются каналы для поочередного прохода горячего и холодного теплоносителей. Пластины снабжены штуцерами для присоединения трубопроводов. Неподвижная плита крепится к полу, пластины и подвижная плита закрепляются в специальной раме. Группа пластин, образующих систему параллельных каналов, в которых данный теплоноситель движется только в одном направлении (сверху вниз или наоборот), составляет пакет. Пакет по существу аналогичен одному ходу по трубам в многоходовых кожухотрубчатых теплообменниках.

На рис. 2.11 даны примеры компоновки пластин. При заданном расходе теплоносителя увеличение числа пакетов приводит к увеличению скорости теплоносителя, что

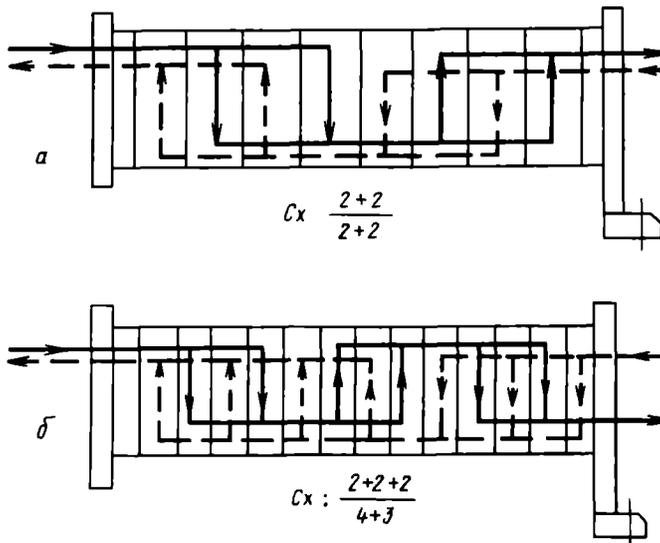


Рис. 2.11. Примеры компоновки пластин:

а — симметричная двухпакетная схема; б — несимметричная схема (три пакета для горячего теплоносителя, два — для холодного)

Таблица 2.13. Поверхность теплообмена и основные параметры разборных пластинчатых теплообменников (по ГОСТ 15518—83)

Поверхность теплообмена F (м ²), число пластин N (шт.) и масса аппарата M (кг) при поверхности одной пластины f (м ²)														
$f=0,2$			$f=0,3$			$f=0,5^*$			$f=0,6$			$f=1,3$		
F	N	M	F	N	M^{**}	F	N	M^{***}	F	N	M^{**}	F	N	M
1	8	570	3	12	280	31,5	64	1740	10	20	960	200	156	5 350
2	12	590	5	20	315	50	100	2010	16	30	1030	300	232	6 470
5	28	650	8	30	345	63	126	2200	25	44	1130	400	310	7 610
6,3	34	670	10	36	365	80	160	2460	31,5	56	1220	500	388	11 280
10	52	750	12,5	44	400	100	200	2755	40	70	1300	600	464	12 430
12,5	66	800	16	56	440	140	280	3345	50	86	1400	800	620	14 740
16	84	1340	20	70	485	160	320	4740	63	108	1530	—	—	—
25	128	1480	—	—	—	220	440	5630	80	136	1690	—	—	—
31,5	160	1600	—	—	—	280	560	6570	100	170	1900	—	—	—
40	204	1750	—	—	—	300	600	6810	140	236	2290	—	—	—
—	—	—	—	—	—	320	640	7100	160	270	2470	—	—	—
—	—	—	—	—	—	—	—	—	200	340	3920	—	—	—
—	—	—	—	—	—	—	—	—	250	420	4400	—	—	—
—	—	—	—	—	—	—	—	—	300	504	4890	—	—	—

* Теплообменники со сдвоенными пластинами (полуразборные).

** Для слабо агрессивных и нейтральных сред со скоростью коррозии металла менее 0,05 мм в год (для агрессивных сред масса больше в среднем на 8—10 %).

*** Для давлений до 1,6 МПа.

интенсифицирует теплообмен, но увеличивает гидравлическое сопротивление. При оптимальной компоновке пластин число пакетов для горячего и холодного теплоносителя может быть неодинаковым (как на рис. 2.11, б). В условном обозначении схемы компоновки число слагаемых в числителе соответствует числу пакетов (последовательных ходов) для горячего теплоносителя, в знаменателе — для холодного; каждое слагаемое означает число параллельных каналов в пакете (в конденсаторах однопакетная компоновка пластин по ходу пара).

В полуразборных теплообменниках пластины попарно сварены, доступ к поверхности теплообмена возможен только со стороны хода одной из рабочих сред.

Разборные аппараты могут работать при давлении 0,002—1,0 МПа и температуре рабочих сред от —20 до +180 °С, полуразборные — при давлении 0,002—2,5 МПа и той же температуре; неразборные (сварные) аппараты могут работать при давлении 0,0002—4,0 МПа и температуре от —100 до +300 °С.

Разборные теплообменники изготавливают по ГОСТ 15518—83 в трех исполнениях: I — на консольной раме, II — на двухопорной раме, III — на трехопорной раме.

Таблица 2.14. Конструктивные характеристики разборных пластинчатых теплообменников (по данным [8])

Характеристики	Площадь пластины, м ²			
	0,2	0,3	0,6	1,3
Габариты пластины, мм:				
длина	960	1370	1375	1915
ширина	460	300	600	920
толщина *	1,0	1,0	1,0	1,0
Эквивалентный диаметр канала, мм	8,8	8,0	8,3	9,6
Поперечное сечение канала, 10 ⁴ м ²	17,8	11,0	24,5	42,5
Приведенная длина канала, м	0,518	1,12	1,01	1,47
Масса пластины, кг **	2,5	3,2	5,8	12,0
Диаметр условного прохода штуцеров, мм	80; 150	65	200	300

* В облегченном варианте толщина пластины может быть уменьшена до 0,5 мм.

** Для пластины толщиной 0,8 мм.

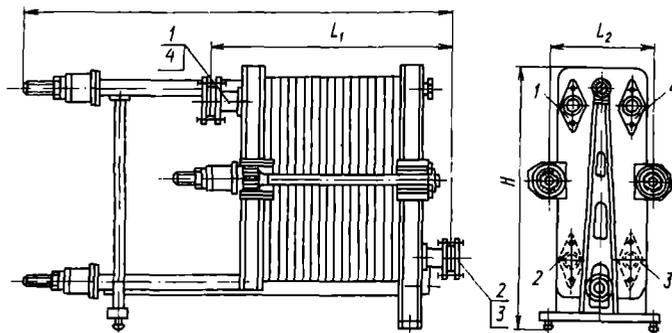


Рис. 2.12. Пластина́тый теплообменник на двухпорной раме:
1—4 — штуцеры для теплоносителей

Теплообменник в исполнении II показан на рис. 2.12. В табл. 2.13 и 2.14 даны поверхности теплообмена и основные параметры разборных пластина́тых теплообменников.

Более подробные сведения о разборных, полуразборных и сварных теплообменниках приведены в литературе [8]

2.3.4. Спиральные теплообменники

В спиральных теплообменниках (рис. 2.13) поверхность теплообмена образована двумя листами из углеродистой или коррозионно-стойкой стали, свернутыми на специальном станке в спирали. С помощью приваренных дистанционных штифтов между листами сохраняется одинаковое по всей спирали расстояние, равное 12 мм. Таким образом, получаются два спиральных канала, заканчивающихся в центре двумя полуцилиндрами, отделенными друг от друга перегородкой. К периферийной части листов приварены коробки. Каждый полуцилиндр с торцевой стороны и каждая коробка имеют штуцер для входа или выхода теплоносителя. С торцов спирали зажимают между дисками с помощью крышек. Для герметизации используют прокладки из резины, паронита, асбеста или мягкого металла. Согласно ГОСТ 12067—80, спиральные теплообменники имеют поверхности теплообмена 10—100 м², работают при давлениях до 1 МПа и температуре от —20 до +200 °С. Поверхности теплообмена и основные параметры их приведены в табл. 2.15.

2.3.5. Блочные графитовые теплообменники

Теплообменники из графита широко распространены в химической промышленности благодаря очень высокой коррозионной стойкости и высокой [до 100 Вт/(м·К)] теплопроводности графита. Наибольшее применение находят блочные теплообменники. Основным элементом их является графитовый блок, имеющий форму параллелепипеда, в котором просверлены вертикальные и горизонтальные непересекающиеся отверстия для прохода теплоносителей (рис. 2.14). Аппарат собирают из одного или нескольких блоков. С помощью боковых металлических плит в каждом блоке организуется двухходовое движение теплоносителя по горизонтальным отверстиям. Теплоноситель, движущийся по вертикальным каналам в теплообменниках, собранных из блоков размером 350×515×350 мм³ (второе число — длина горизонтальных каналов), может совершать один или два хода, в зависимости от конструкции верхней и нижней крышек. В аппаратах, собранных из блоков с увеличенными боковыми гранями (350×700×350), теплоноситель, движущийся по вертикальным каналам, может совершать два или четыре хода.

Таблица 2.15. Поверхности теплообмена и основные параметры спиральных теплообменников (по ГОСТ 12067—80)

F , м ²	Толщина листа, мм	Ширина листа, м	Длина канала, м	Площадь сечения канала, 10 ⁴ м ²	Масса теплообменника, кг, не более	d штуцеров для жидких теплоносителей, мм
10,0	3,5	0,4	12,5	48	1170	65
12,5	3,5	0,4	15,6	60	1270	65
16,0	3,5	0,5	16,0	60	1480	65
20,0	3,5	0,4	25,0	48	1770	100
20,0	4,0	0,7	14,3	84	1620	100
25,0	3,5	0,5	25,0	60	2270	100
25,0	4,0	0,7	17,9	84	1970	100
31,5	3,5	0,5	31,5	60	2560	100
31,5	4,0	0,7	22,5	84	2560	100
40,0	3,9	1,0	20,0	120	2760	100
40,0	4,0	0,7	28,6	84	3160	100
50,0	3,9	1,0	25,0	120	3460	150
50,0	6,0	1,1	22,7	138	3960	150
63,0	3,9	1,0	31,5	120	4260	150
63,0	6,0	1,1	28,6	138	4760	150
80,0	3,9	1,0	40,0	120	5450	150
80,0	6,0	1,1	36,4	138	5450	150
100,0	3,9	1,0	50,0	120	5960	150
100,0	4,0	1,25	40,0	150	5960	150

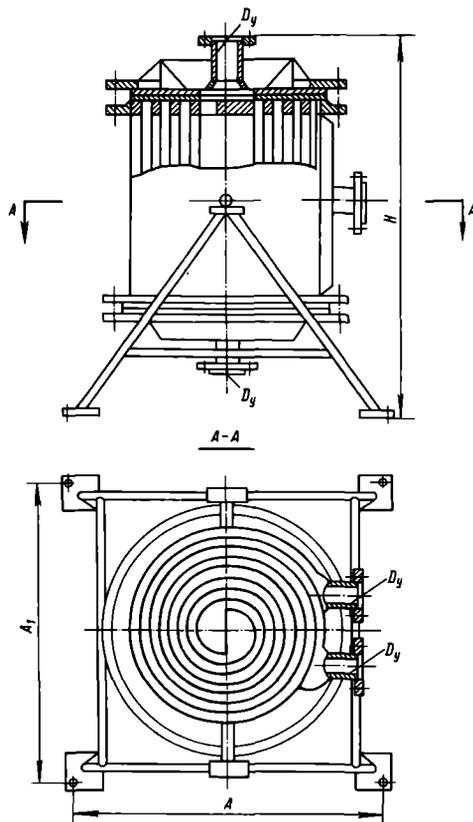


Рис. 2.13. Спиральный теплообменник

Рис. 2.14. Схема блочного (из двух блоков) графитового теплообменника:

1 — графитовый блок; 2 — вертикальные; 3 — горизонтальные каналы; 4 — корпус

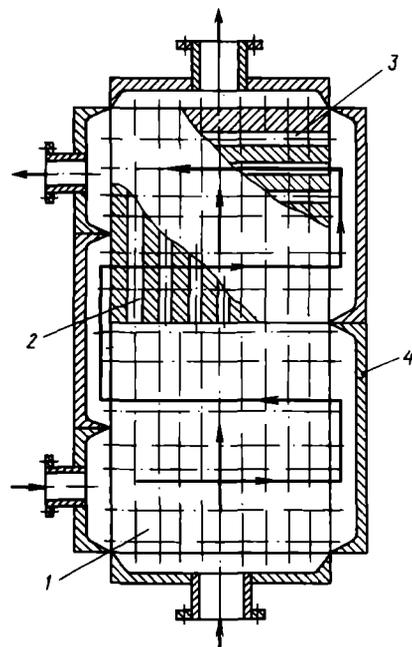


Таблица 2.16. Поверхности теплообмена и основные параметры блочных графитовых теплообменников (по данным [12])

F, м ²	Число блоков, шт.	Каналы в блоке			Цена за штуку, руб.	
		горизонтальные, число *, шт.	вертикальные		одна агрессивная среда	две агрессивные среды
			диаметр, мм	число, шт.		
<i>Блоки 350×515×350 мм</i>						
5,4	2	126	28	84	835	1090
7,2	2	180	12	252	835	1090
10,8	4	126	28	84	1520	2030
14,4	4	180	12	252	1520	2030
16,2	6	126	28	84	2185	2950
21,6	6	180	12	252	2185	2950
<i>Блоки 350×700×350 мм; 2 вертикальных хода</i>						
14,6	4	126	28	108	2115	2705
19,6	4	180	12	324	2060	2725
21,9	6	126	28	108	2900	4126
29,4	6	180	12	324	2910	3955
<i>Блоки 350×700×350 мм; 4 вертикальных хода</i>						
13,4	4	126	28	96	—	2585
19,0	4	180	12	324	—	2725
20,1	6	126	28	96	—	3780
28,5	6	180	12	324	—	3850

* Диаметр горизонтальных каналов 12 мм.

Блочные графитовые теплообменники можно использовать для теплообмена между средами, одна из которых коррозионно-активна. Если коррозионно-активны обе среды, боковые плиты защищают специальными графитовыми вкладышами.

Поверхности теплообмена и основные параметры блочных графитовых теплообменников в соответствии с данными [12] приведены в табл. 2.16.

2.4. РАСЧЕТ ТЕПЛОБМЕННЫХ АППАРАТОВ

2.4.1. Расчет кожухотрубчатого теплообменника

Расчитать и подобрать нормализованный кожухотрубчатый теплообменник для теплообмена между двумя водно-органическими растворами. Горячий раствор в количестве $G_1 = 6,0$ кг/с охлаждается от $t_{1н} = 112,5$ °С до $t_{1к} = 40$ °С. Начальная температура холодного раствора ($G_2 = 21,8$ кг/с) равна $t_{2н} = 20$ °С. Оба раствора — коррозионно-активные жидкости с физико-химическими свойствами, близкими к свойствам воды. Горячая жидкость при средней температуре $t_1 = 76,3$ °С имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_1 = 986$ кг/м³; $\lambda_1 = 0,662$ Вт/(м·К); $\mu_1 = 0,00054$ Па·с; $c_1 = 4190$ Дж/(кг·К).

Расчет теплообменника проводят последовательно в соответствии с общей блок-схемой (см. рис. 2.2).

1. Определение тепловой нагрузки:

$$Q = 6,0 \cdot 4190 (112,5 - 40) = 1\,822\,650 \text{ Вт.}$$

2. Определение конечной температуры холодного раствора из уравнения теплового баланса: $t_{2к} = t_{2н} + Q / (G_2 c_2) = 20 + 1\,822\,650 / (21,8 \cdot 4180) = 40,0$ °С, где 4180 Дж/(кг·К) — теплоемкость c_2 холодного раствора при его средней температуре $t_2 = 30$ °С. Остальные физико-химические свойства холодной жидкости при этой температуре: $\rho_2 = 996$ кг/м³; $\lambda_2 = 0,618$ Вт/(м·К); $\mu_2 = 0,000804$ Па·с.

3. Определение среднелогарифмической разности температур: $\Delta t_{\text{ср. лог}} = [(112,5 - 40) - (40 - 20)] / \ln (72,5/20) = 40,8$ град.

4. Ориентировочный выбор теплообменника. Решение вопроса о том, какой теплоноситель направить в трубное пространство, обусловлено его температурой, давлением, коррозионной

активностью, способностью загрязнять поверхности теплообмена, расходом и др. В рассматриваемом примере в трубное пространство с меньшим проходным сечением (см. параметры многоходовых теплообменников в табл. 2.3) целесообразно направить теплоноситель с меньшим расходом, т. е. горячий раствор. Это позволит выровнять скорости движения теплоносителей и соответствующие коэффициенты теплоотдачи, увеличивая таким образом коэффициент теплопередачи. Кроме того, направляя поток холодной жидкости в межтрубное пространство, можно отказаться от теплоизоляции кожуха теплообменника.

Примем ориентировочное значение $Re_{1,op} = 15\,000$, что соответствует развитому турбулентному режиму течения в трубах. Очевидно, такой режим возможен в теплообменнике, у которого число труб, приходящееся на один ход, равно:

для труб диаметром $d_n = 20 \times 2$ мм

$$\frac{n}{z} = \frac{4G_1}{\pi d Re_{1,op} \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15\,000 \cdot 0,00054} = 59;$$

для труб диаметром $d_n = 25 \times 2$ мм

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 6,0}{\pi \cdot 0,021 \cdot 15\,000 \cdot 0,00054} = 45.$$

Поскольку в данном примере свойства теплоносителей мало отличаются от свойств воды, примем минимальное ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному течению (см. табл. 2.1): $K_{op} = 800$ Вт/(м²·К). При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит

$$F_{op} = 1\,822\,650 / (40,8 \cdot 800) = 55,8 \text{ м}^2$$

Как видно из табл. 2.3, теплообменники с близкой поверхностью имеют диаметр кожуха 600—800 мм. При этом только многоходовые аппараты с числом ходов $z = 4$ или 6 имеют соотношения n/z , близкие к 50.

В многоходовых теплообменниках средняя движущая сила несколько меньше, чем в одноходовых, вследствие возникновения смешанного взаимного направления движения теплоносителей. Поправку для среднегеометрической разности температур определим по уравнению (2.7):

$$P = \frac{40 - 20}{112,5 - 20} = 0,216; \quad R = \frac{112,5 - 40}{40 - 20} = 3,625;$$

$$\eta = \sqrt{3,625^2 + 1} = 3,76; \quad \delta = (3,625 - 1) / \ln \left(\frac{1 - 0,216}{1 - 3,625 \cdot 0,216} \right) = 2,044;$$

$$\epsilon_{\Delta t} = \frac{3,76 / 2,044}{\ln \{ [2 - 0,216 (1 + 3,625 - 3,76)] / [2 - 0,216 (1 + 3,625 + 3,76)] \}} = 0,813;$$

$$\Delta t_{cp} = 40,8 \cdot 0,813 = 33,2 \text{ град.}$$

С учетом поправки ориентировочная поверхность составит:

$$F_{op} = 1\,822\,650 / (33,2 \cdot 800) = 68,7 \text{ м}^2.$$

Теперь целесообразно провести уточненный расчет следующих вариантов (см. табл. 2.3):

$$1K: D = 600 \text{ мм}; d_n = 25 \times 2 \text{ мм}; z = 4; n/z = 206/4 = 51,5;$$

$$2K: D = 600 \text{ мм}; d_n = 20 \times 2 \text{ мм}; z = 6; n/z = 316/6 = 52,7;$$

$$3K: D = 800 \text{ мм}; d_n = 25 \times 2 \text{ мм}; z = 6; n/z = 384/6 = 64,0.$$

5. Уточненный расчет поверхности теплопередачи.

Вариант 1К:

$$Re_1 = \frac{4G_1}{\pi d (n/z) \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{\pi \cdot 0,021 \cdot 51,5 \cdot 0,00054} = 13\,081;$$

$$Pr_1 = \frac{c_1 \mu_1}{\lambda_1} = \frac{4190 \cdot 0,00054}{0,662} = 3,42.$$

В соответствии с формулой (2.12) коэффициент теплоотдачи к жидкости, движущейся по трубам турбулентно, равен:

$$\alpha_1 = \frac{0,662}{0,021} \cdot 0,023 (13\,081)^{0,8} (3,42)^{0,4} = 2330 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поправкой $(P_{\Gamma}/P_{\Gamma_{\text{ст}}})^{0,25}$ здесь можно пренебречь, так как разность температур t_1 и $t_{\text{ст}1}$ велика (менее $\Delta t_{\text{ср}} = 33,2$ град).

Площадь сечения потока в межтрубном пространстве между перегородками (см. табл. 2.3) $S_{\text{мтр}} = 0,045 \text{ м}^2$; тогда

$$Re_2 = 21,8 \cdot 0,025 / (0,045 \cdot 0,000804) = 15\,064;$$

$$P_{\Gamma_2} = 4180 \cdot 0,000804 / 0,618 = 5,44.$$

В соответствии с формулой (2.16) коэффициент теплоотдачи к жидкости, движущейся в межтрубном пространстве, составит:

$$\alpha_2 = (0,618/0,025) \cdot 0,24 \cdot (15\,064)^{0,6} \cdot (5,44)^{0,36} = 3505 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Оба теплоносителя — малоконцентрированные водные растворы; поэтому в соответствии с табл. 2.2 примем термические сопротивления загрязнения одинаковыми, равными $r_{s1} = r_{s2} = 1/2900 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$. Повышенная коррозионная активность этих жидкостей диктует выбор нержавеющей стали в качестве материала труб. Теплопроводность нержавеющей стали примем равной $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$. Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений равна

$$\sum \delta/\lambda = 0,002/17,5 + 1/2900 + 1/2900 = 0,000804 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Коэффициент теплопередачи равен

$$K = 1 / (1/2330 + 1/3505 + 0,000804) = 659 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая поверхность составит

$$F = 1\,822\,650 / (33,2 \cdot 659) = 83,4 \text{ м}^2$$

Из табл. 2.3 следует, что из выбранного ряда подходит теплообменник с трубами длиной 6,0 м и номинальной поверхностью $F_{1\text{К}} = 97 \text{ м}^2$. При этом запас

$$\Delta = (97 - 83,4) \cdot 100 / 83,4 = 16,4 \text{ \%}.$$

Масса теплообменника (см. табл. 2.8) $M_{1\text{К}} = 3130 \text{ кг}$

Вариант 2К. Аналогичный расчет дает следующие результаты: $Re_1 = 16\,770$, $\alpha_1 = 3720 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $Re_2 = 11\,308$, $\alpha_2 = 3687 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $K = 744 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $F = 74,1 \text{ м}^2$. Из табл. 2.3 следует, что теплообменник длиной 4,0 м имеет недостаточный запас поверхности ($\Delta < 10 \text{ \%}$), поэтому для данной задачи он непригоден. Теплообменник длиной 6,0 м, поверхностью 119 м^2 , не имеет преимуществ по сравнению с вариантом 1К, так как при большей массе ($M_{2\text{К}} = 3380 \text{ кг}$) он заведомо будет иметь большее гидравлическое сопротивление.

Вариант 3К. Результаты расчета: $Re_1 = 10\,540$, $\alpha_1 = 1985 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $Re_2 = 9694$, $\alpha_2 = 2707 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $K = 596 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $F = 92,4 \text{ м}^2$. Из табл. 2.3 следует, что теплообменник с трубами длиной 4,0 м, номинальной поверхностью $F_{3\text{К}} = 121 \text{ м}^2$ подходит с запасом $\Delta = 30,9 \text{ \%}$. Его масса $M_{3\text{К}} = 3950 \text{ кг}$ больше, чем в варианте 1К, однако в полтора раза меньшая длина труб выгодно отличает его от варианта 1К. Помимо большей компактности такой теплообменник должен иметь меньшее гидравлическое сопротивление в межтрубном пространстве. Стремясь получить еще меньшую длину труб, целесообразно рассмотреть дополнительный вариант — 4К.

Вариант 4К. $D = 800 \text{ мм}$, $d_n = 20 \times 2 \text{ мм}$, $z = 6$, $n/z = 618/6 = 103$.

Результаты расчета: $Re_1 = 8560$, $\alpha_1 = 2030 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $Re_2 = 7754$, $\alpha_2 = 2941 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $K = 611 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $F = 90,3 \text{ м}^2$

Из табл. 1 Приложения видно, что теплообменник с трубами длиной 3,0 м, номинальной поверхностью $F_{4\text{К}} = 116 \text{ м}^2$ подходит с запасом $\Delta = 28,5 \text{ \%}$. Его масса $M_{4\text{К}} = 3550 \text{ кг}$, что на 400 кг меньше, чем в варианте 3К.

Дальнейшее сопоставление трех конкурентоспособных вариантов (1К, 3К и 4К) проводят по гидравлическому сопротивлению.

Расчет гидравлического сопротивления кожухотрубчатых теплообменников. Гидравлический расчет проводят по формулам, приведенным ниже.

В трубном пространстве перепад давления определяют по формуле (1.1), в которой длина пути жидкости равна Lz . Скорость жидкости в трубах

$$\omega_{\text{тр}} = 4G_{\text{тр}}z / (\pi d^2 n_{\text{тр}}) \quad (2.30)$$

Коэффициент трения определяют по формулам (1.4) — (1.7). При $Re_{тр} > 2300$ его можно также определить по формуле [6]

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re_{тр}} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2} \quad (2.31)$$

где $e = \Delta/d$ — относительная шероховатость труб; Δ — высота выступов шероховатостей (в расчетах можно принять $\Delta = 0,2$ мм).

Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в трубном пространстве:

$$\xi_{тр1} = 1,5 \text{ — входная и выходная камеры;}$$

$$\xi_{тр2} = 2,5 \text{ — поворот между ходами;}$$

$$\xi_{тр3} = 1,0 \text{ — вход в трубы и выход из них.}$$

Местное сопротивление на входе в распределительную камеру и на выходе из нее следует рассчитывать по скорости жидкости в штуцерах. Диаметры штуцеров нормализованных кожухотрубчатых теплообменников приведены в табл. 2.6.

В межтрубном пространстве гидравлическое сопротивление можно рассчитать по формуле:

$$\Delta p_{мтр} = (\sum \xi_{мтр}) \rho_{мтр} \omega_{мтр}^2 / 2. \quad (2.32)$$

Скорость жидкости в межтрубном пространстве определяют по формуле

$$\omega_{мтр} = G_{мтр} / (S_{мтр} \rho_{мтр}), \quad (2.33)$$

где $S_{мтр}$ — наименьшее сечение потока в межтрубном пространстве (см. табл. 2.3—2.5).

Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в межтрубном пространстве:

$$\xi_{мтр1} = 1,5 \text{ — вход и выход жидкости;}$$

$$\xi_{мтр2} = 1,5 \text{ — поворот через сегментную перегородку;}$$

$$\xi_{мтр3} = 3m / Re_{мтр}^{0,2} \text{ — сопротивление пучка труб [13, с. 455],}$$

где $Re_{мтр} = G_{мтр} d_n / (S_{мтр} \mu_{мтр})$; m — число рядов труб, которое приближенно можно определить следующим образом.

Общее число труб при их размещении по вершинам равносторонних треугольников равно $n = 1 + 3a + 3a^2$, где a — число огибающих трубы шестиугольников (в плане трубной доски) Число труб в диагонали шестиугольника b можно определить, решив квадратное уравнение относительно a :

$$b = 2a + 1 = 2 \sqrt{(n-1)/3} + 0,25.$$

Число рядов труб, омываемых теплоносителем в межтрубном пространстве, приближенно можно принять равным $0,5b$, т. е.

$$m = \sqrt{(n-1)/3} + 0,25 \approx \sqrt{n/3} \quad (2.34)$$

Сопротивление входа и выхода следует также определять по скорости жидкости в штуцерах, диаметры условных проходов которых приведены в табл. 2.6.

Число сегментных перегородок зависит от длины и диаметра аппарата. Для нормализованных теплообменников эти числа приведены в табл. 2.7

Расчетные формулы для определения гидравлического сопротивления в трубном и межтрубном пространствах окончательно принимают вид:

$$\Delta p_{тр} = \lambda \frac{Lz}{d} \cdot \frac{\omega_{тр}^2 \rho_{тр}}{2} + [2,5(z-1) + 2z] \frac{\rho_{тр} \omega_{тр}^2}{2} + 3 \frac{\rho_{тр} \omega_{тр,ш}^2}{2}, \quad (2.35)$$

где z — число ходов по трубам;

$$\Delta p_{мтр} = \frac{3m(x+1)}{Re_{мтр}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{мтр} \omega_{мтр}^2}{2} + 1,5x \frac{\rho_{мтр}^2 \omega_{мтр}^2}{2} + 3 \frac{\rho_{мтр} \omega_{мтр,ш}^2}{2}, \quad (2.36)$$

где x — число сегментных перегородок; m — число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя в межтрубном пространстве.

6. Расчет гидравлического сопротивления. Сопоставим три выбранных варианта кожухотрубчатых теплообменников по гидравлическому сопротивлению.

Вариант 1К. Скорость жидкости в трубах

$$\omega_{\text{тр}} = \frac{G_1}{S_{\text{тр}} \rho_1} = \frac{6}{0,018 \cdot 986} = 0,338 \text{ м/с.}$$

Коэффициент трения рассчитывают по формуле (2.31):

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 3,7} + \left(\frac{6,81}{13\,081} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2} = 0,0422.$$

Диаметр штуцеров в распределительной камере $d_{\text{тр.ш}} = 0,150$ м; скорость в штуцерах

$$\omega_{\text{тр.ш}} = 6 \cdot 0,4 / (\pi \cdot 0,15^2 \cdot 986) = 0,344 \text{ м/с.}$$

В трубном пространстве следующие местные сопротивления: вход в камеру и выход из нее, три поворота на 180° , четыре входа в трубы и четыре выхода из них.

В соответствии с формулой (2.35) гидравлическое сопротивление трубного пространства равно

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{тр}} &= 0,0422 \frac{6 \cdot 4}{0,021} \cdot \frac{986 \cdot 0,338^2}{2} + [2,5(4-1) + 2 \cdot 4] \frac{986 \cdot 0,338^2}{2} + \\ &+ 3 \frac{986 \cdot 0,344^2}{2} = 2716 + 873 + 175 = 3764 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве, $m \approx \sqrt{206/3} = 8,29$; округляя в большую сторону, получим $m = 9$. Число сегментных перегородок $x = 18$ (см. табл. 2.7). Диаметр штуцеров к кожуху $d_{\text{мтр.ш}} = 0,200$ м, скорость потока в штуцерах

$$\omega_{\text{мтр.ш}} = 21,8 \cdot 4 / (\pi \cdot 0,2^2 \cdot 996) = 0,697 \text{ м/с.}$$

Скорость жидкости в наиболее узком сечении межтрубного пространства площадью $S_{\text{мтр}} = 0,040 \text{ м}^2$ (см. табл. 2.3) равна

$$\omega_{\text{мтр}} = 21,8 / (0,040 \cdot 996) = 0,547 \text{ м/с.}$$

В межтрубном пространстве следующие местные сопротивления: вход и выход жидкости через штуцера, 18 поворотов через сегментные перегородки (по их числу $x = 18$) и 19 сопротивлений трубного пучка при его поперечном обтекании ($x+1$).

В соответствии с формулой (2.36) сопротивление межтрубного пространства равно

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{мтр}} &= \frac{3 \cdot 9(18+1)}{(16\,947)^{0,2}} \cdot \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + 18 \cdot 1,5 \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + 3 \frac{996 \cdot 0,697^2}{2} = \\ &= 10\,902 + 4023 + 725 = 15\,650 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Вариант 3К. Аналогичный расчет дает следующие результаты: $\omega_{\text{тр}} = 0,277$ м/с; $\lambda = 0,0431$; $\omega_{\text{тр.ш}} = 0,344$ м/с; $\Delta p_{\text{тр}} = 2965$ Па; $\omega_{\text{мтр}} = 0,337$ м/с; $\omega_{\text{мтр.ш}} = 0,446$ м/с; $m = 12$; $x = 8$; $\Delta p_{\text{мтр}} = 3857$ Па.

Сопоставление этого варианта с вариантом 1К показывает, что, как и ожидалось, по гидравлическому сопротивлению вариант 3К лучше.

Вариант 4К. Результаты расчета: $\omega_{\text{тр}} = 0,304$ м/с; $\lambda = 0,0472$; $\omega_{\text{тр.ш}} = 0,344$ м/с; $\Delta p_{\text{тр}} = 3712$ Па; $\omega_{\text{мтр}} = 0,337$ м/с; $\omega_{\text{мтр.ш}} = 0,446$ м/с; $m = 15$; $x = 6$; $\Delta p_{\text{мтр}} = 3728$ Па.

Сопротивление этого теплообменника мало отличается от сопротивления предыдущего, а его масса на 400 кг меньше. Поэтому из дальнейшего сравнения вариант 3К можно исключить, считая конкурентоспособными лишь варианты 1К и 4К. Выбор лучшего из них должен быть сделан на основе технико-экономического анализа.

2.4.2. Расчет пластинчатого теплообменника

Для той же технологической задачи, что и в разд. 2.4.1, рассчитать и подобрать нормализованный пластинчатый теплообменник.

Эффективность пластинчатых и кожухотрубчатых теплообменников близка. Поэтому ориентировочный выбор пластинчатого теплообменника целесообразно сделать, сравнив его с лучшим

вариантом кожухотрубчатого. Из табл. 2.13 следует, что поверхности, близкие к 100 м^2 , имеют теплообменники с пластинами площадью $0,6 \text{ м}^2$. Для уточненного расчета выберем три варианта:

$$1\text{П}: F=80 \text{ м}^2, \text{ число пластин } N=136, \text{ тип пластин } 0,6;$$

$$2\text{П}: F=63 \text{ м}^2, \text{ число пластин } N=108, \text{ тип } 0,6;$$

$$3\text{П}: F=50 \text{ м}^2, \text{ число пластин } N=86, \text{ тип } 0,6.$$

Расчет по пунктам 1—4 аналогичен расчету в разд. 2.4.1, поэтому опускаем его.
5. Уточненный расчет требуемой поверхности.

Вариант 1П. Пусть компоновка пластин самая простая: Сх:68/68, т. е. по одному пакету (ходу) для обоих потоков. Скорость горячей жидкости в 68 каналах с проходным сечением $0,00245 \text{ м}^2$ (см. табл. 2.14) равна

$$w_1=6,0/(986 \cdot 68 \cdot 0,00245)=0,0365 \text{ м/с.}$$

Эквивалентный диаметр каналов $d_s=0,0083 \text{ м}$ (см. табл. 2.14); тогда

$$Re_1=0,0365 \cdot 0,0083 \cdot 986/0,00054=553 > 50,$$

т. е. режим турбулентный, поэтому по формуле (2.20) находим:

$$\alpha_1=(0,662/0,0083) 0,135 \cdot 553^{0,73} \cdot 3,42^{0,43}=1836 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Скорость холодной жидкости в 68 каналах:

$$w_2=21,8/(996 \cdot 68 \cdot 0,00245)=0,1314 \text{ м/с;}$$

$$Re_2=0,1314 \cdot 0,0083 \cdot 996/0,000804=1351 > 50;$$

$$\alpha_2=(0,618/0,0083) 0,135 \cdot 1351^{0,73} \cdot 5,44^{0,43}=4017 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Сумма термических сопротивлений гофрированной пластины из нержавеющей стали толщиной $1,0 \text{ мм}$ (см. табл. 2.14) и загрязнений составляет:

$$\sum \delta/\lambda=1,0 \cdot 10^{-3}/17,5+1/2900+1/2900=0,000747 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт.}$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K=(0,000747+1/1836+1/4017)^{-1}=649 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая поверхность теплопередачи

$$F=1\ 822\ 650/(649 \cdot 40,8)=68,8 \text{ м}^2.$$

Теплообменник номинальной поверхностью $F_{1П}=80 \text{ м}^2$ подходит с запасом

$$\Delta=(80-68,8) 100/68,8=16,3 \text{ \%}.$$

Его масса $M_{1П}=1690 \text{ кг}$ (см. табл. 2.13).

Вариант 2П. Схема компоновки пластин Сх:54/54. Результаты расчета:

$$w_1=6,0/(986 \cdot 54 \cdot 0,00245)=0,046 \text{ м/с; } Re_1=0,046 \cdot 0,0083 \cdot 986/0,00054=697;$$

$$\alpha_1=1836(697/553)^{0,73}=2147 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$w_2=21,8/(996 \cdot 54 \cdot 0,00245)=0,165 \text{ м/с; } Re_2=0,165 \cdot 0,0083 \cdot 996/0,000804=1697;$$

$$\alpha_2=4017(1697/1351)^{0,73}=4744 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); K=(1/2174+1/4744+0,000747)^{-1}=705 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$F=1\ 822\ 650/(40,8 \cdot 705)=63,3 \text{ м}^2.$$

Номинальная поверхность $F_{2П}=63,0 \text{ м}^2$ недостаточна, поэтому необходимо применить более сложную компоновку пластин. Очевидно, целесообразно увеличить скорость движения теплоносителя с меньшим коэффициентом теплоотдачи, т. е. горячей жидкости. При этом следует иметь в виду, что несимметричная компоновка пластин, например по схеме Сх: (27+27)/54, приведет к уменьшению средней движущей силы, поскольку возникнет параллельно-смешанный вариант взаимного направления движения теплоносителей. При симметричной компоновке, т. е. при одинаковом числе ходов для обоих теплоносителей, сохраняются противоток и среднелогарифмическая разность температур.

Рассмотрим Сх: (27+27)/54. Скорость горячей жидкости и число Re_1 возрастут вдвое, а коэффициент теплоотдачи α_1 увеличится в соответствии с формулой (2.20) в $2^{0,73}=1,66$ раза. Коэффициент α_2 останется неизменным. Получим:

$$\alpha_1=2174 \cdot 1,66=3605 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$K=(1/3605+1/4744+0,000747)^{-1}=810 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

В данном случае поправку на среднелогарифмическую движущую силу можно найти так же, как для кожухотрубчатых теплообменников с одним ходом в межтрубном пространстве и четным числом ходов в трубах:

$$F_{\text{в}} = 0,813 \text{ (см. разд. 2.4.1).}$$

$$\text{Тогда } M_{\text{ср}} = 40,8 \cdot 0,813 = 33,2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Требуемая поверхность теплопередачи $F = 1\,822\,650 / (810 \cdot 33,2) = 67,8 \text{ м}^2$

Номинальная поверхность $F_{2\text{П}} = 63,0 \text{ м}^2$ по-прежнему недостаточна.

Перейдя к симметричной компоновке пластин, например по схеме Сх: $(27 + 27) / (27 + 27)$, вернемся к схеме чистого противотока с одновременным увеличением α_2 в 1,66 раза:

$$\alpha_2 = 4744 \cdot 1,66 = 7875 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$K = (1/3605 + 1/7875 + 0,000747)^{-1} = 869 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$F = 1\,822\,650 / (40,8 \cdot 869) = 51,4 \text{ м}^2.$$

Теперь нормализованный теплообменник подходит с запасом $\Delta = (63 - 51,4) / 51,4 = 22,6\%$. В этом теплообменнике скорость горячей жидкости $\omega_1 = 0,046 \cdot 2 = 0,092 \text{ м/с}$, $Re_1 = 697 \cdot 2 = 1394$, скорость холодной жидкости $\omega_2 = 0,165 \cdot 2 = 0,33 \text{ м/с}$, $Re_2 = 1697 \cdot 2 = 3394$. Масса аппарата $M_{2\text{П}} = 1530 \text{ кг}$.

Вариант 3П. Учтя опыт предыдущих расчетов, примем трехпакетную симметричную компоновку пластин: Сх: $(14 + 14 + 15) / (14 + 14 + 15)$ (всего в аппарате 86 пластин, $F_{3\text{П}} = 50 \text{ м}^2$). При этом скорости и числа Re возрастут в $27/14 = 1,93$ раза:

$$\omega_1 = 0,092 \cdot 1,93 = 0,1774 \text{ м/с}; \quad Re_1 = 1394 \cdot 1,93 = 2688;$$

$$\omega_2 = 0,33 \cdot 1,93 = 0,636 \text{ м/с}; \quad Re_2 = 3394 \cdot 1,93 = 6546.$$

Коэффициенты теплоотдачи возрастут в $(1,93)^{0,73} = 1,615$ раза:

$$\alpha_1 = 3605 \cdot 1,615 = 5823 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad \alpha_2 = 7875 \cdot 1,615 = 12\,720 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad K = 1003 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$F = 44,5 \text{ м}^2; \quad \Delta = 12,4\%; \quad M_{3\text{П}} = 1400 \text{ кг}$$

Для выбора оптимального варианта из трех конкурирующих необходимо определить гидравлические сопротивления в аппаратах.

Расчет гидравлического сопротивления пластинчатых теплообменников. Гидравлическое сопротивление для каждого теплоносителя определяют по формуле [8]:

$$\Delta p = x \xi \frac{L}{d_s} \frac{\rho \omega^2}{2} + 3 \frac{\rho \omega_m^2}{2}, \quad (2.37)$$

где L — приведенная длина каналов, м (см. табл. 2.14); d_s — эквивалентный диаметр каналов, м; x — число пакетов для данного теплоносителя, ω_m — скорость в штуцерах на входе и выходе; $\xi = a_1 / Re$ — для ламинарного движения, $\xi = a_2 / Re^{0,25}$ — для турбулентного движения. Коэффициенты a_1 и a_2 зависят от типа (площади) пластины:

Площадь пластины, м ²	0,2	0,3	0,6	1,3
a_1	425	425	320	400
a_2	19,6	19,3	15,0	17,0

Для определения скорости в штуцерах в табл. 2.14 приведены диаметры условных проходов штуцеров. При скорости жидкости в штуцерах меньше 2,5 м/с их гидравлическое сопротивление можно не учитывать.

6. Расчет гидравлических сопротивлений.

Вариант 1П. Результаты расчета гидравлических сопротивлений:

$$\xi_1 = 15,0 / \sqrt[4]{553} = 3,09; \quad x_1 = 1; \quad L = 1,01 \text{ м}; \quad d_m = 0,2 \text{ м}; \quad \omega_1 = 0,0365 \text{ м/с}; \quad \omega_{1\text{м}} = 6,0 \cdot 4 / (\pi \cdot 0,2^2 \cdot 986) = 0,194 \text{ м/с} < 2,5 \text{ м/с};$$

$$\Delta p_1 = 3,09 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{986 \cdot 0,0365^2}{2} = 247 \text{ Па};$$

$$\xi_2 = 15,0 / \sqrt[4]{1351} = 2,47; \quad x_2 = 1;$$

$$\omega_2 = 0,1314 \text{ м/с}; \quad \omega_{2\text{м}} = \frac{21,8 \cdot 4}{\pi \cdot 0,2^2 \cdot 996} = 0,697 \text{ м/с} < 2,5 \text{ м/с};$$

$$\Delta p_2 = 2,47 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{996 \cdot 0,1314^2}{2} = 2584 \text{ Па}.$$

Вариант 2П. Результаты расчета:

$$\xi_1 = \frac{15,0}{\sqrt{1394}} = 2,45; \quad x_1 = 2; \quad \omega_1 = 0,092 \text{ м/с};$$

$$\Delta p_1 = 2 \cdot 2,45 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{986 \cdot 0,092^2}{2} = 2488 \text{ Па};$$

$$\xi_2 = \frac{15,0}{\sqrt{3394}} = 1,965; \quad x_2 = 2; \quad \omega_2 = 0,33 \text{ м/с};$$

$$\Delta p_2 = 2 \cdot 1,965 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{996 \cdot 0,33^2}{2} = 25\,935 \text{ Па}.$$

Вариант 3П. Результаты расчета:

$$\xi_1 = \frac{15,0}{\sqrt{2688}} = 2,08; \quad x_1 = 3; \quad \omega_1 = 0,1774 \text{ м/с};$$

$$\Delta p_1 = 3 \cdot 2,08 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{986 \cdot 0,1774^2}{2} = 11\,781 \text{ Па};$$

$$\xi_2 = \frac{15,0}{\sqrt{6546}} = 1,67; \quad x_2 = 3; \quad \omega_2 = 0,636 \text{ м/с}.$$

$$\Delta p_2 = 3 \cdot 1,67 \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{996 \cdot 0,636^2}{2} = 122\,807 \text{ Па}.$$

Как видно из разд. 2.4.1 и 2.4.2, уменьшение массы аппаратов сопровождается увеличением гидравлических сопротивлений и, следовательно, ростом энергетических затрат на их преодоление. Окончательный выбор наилучшего варианта из пяти теплообменников (двух кожухотрубчатых и трех пластинчатых) — задача технико-экономического анализа.

2.4.3. Расчет пластинчатого подогревателя (конденсатора)

Выбрать тип, рассчитать и подобрать нормализованный вариант конструкции пластинчатого теплообменника для подогрева $G_2 = 2,0$ кг/с коррозионно-активной органической жидкости от температуры $t_{2н} = 20$ °С до $t_{2к} = 80$ °С. При средней температуре $t_2 = 0,5(20 + 80) = 50$ °С эта жидкость имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_2 = 900$ кг/м³, $\mu_2 = 0,000534$ Па·с, $\lambda_2 = 0,458$ Вт/(м·К), $c_2 = 3730$ Дж/(кг·К), $Rr_2 = 4,35$.

Для подогрева использовать насыщенный водяной пар давлением 0,6 МПа. Температура конденсации $t_1 = 158,1$ °С. Характеристики конденсата при этой температуре: $\rho_1 = 908$ кг/м³, $\mu_1 = 0,000177$ Па·с, $\lambda_1 = 0,683$ Вт/(м·К), $r_1 = 2\,095\,000$ Дж/кг, $Rr_1 = 1,11$.

Расчет проводим последовательно в соответствии с общей схемой (см. рис. 2.2).

1. Тепловая нагрузка аппарата составит:

$$Q = 2,0 \cdot 3730 \cdot (80 - 20) = 447\,600 \text{ Вт}.$$

2. Расход пара определим из уравнения теплового баланса:

$$G_1 = 447\,600 / 2\,095\,000 = 0,214 \text{ кг/с}.$$

3. Средняя разность температур

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(158,1 - 20) - (158,1 - 80)}{\ln(138,1/78,1)} = 105,3 \text{ град}.$$

4. Коэффициенты теплопередачи в пластинчатых теплообменниках выше, чем их ориентировочные значения, приведенные в табл. 2.1. В разд. 2.4.2 коэффициент теплопередачи в пластинчатых теплообменниках достигал $1000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Примем $K_{\text{оп}} = 1250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда ориентировочное значение требуемой поверхности составит:

$$F_{\text{оп}} = 447\,600 / (105,3 \cdot 1250) = 3,40 \text{ м}^2.$$

Рассмотрим пластинчатый подогреватель (конденсатор паров) поверхностью $3,0 \text{ м}^2$; поверхность пластины $0,3 \text{ м}^2$, число пластин $N = 12$ (см. табл. 2.13).

5. Скорость жидкости и число Re в шести каналах площадью поперечного сечения канала $0,0011 \text{ м}^2$ и эквивалентным диаметром канала $0,008 \text{ м}$ (см. табл. 2.14) равны:

$$\omega_2 = \frac{G_2}{\rho_2 (N/2) S} = \frac{2,0}{900 \cdot 6 \cdot 0,0011} = 0,337 \text{ м/с};$$

$$Re_2 = 0,337 \cdot 0,008 \cdot 900 / 0,000534 = 4540.$$

Коэффициент теплоотдачи к жидкости рассчитаем по формуле (2.20):

$$\alpha_2 = \frac{0,458}{0,008} \cdot 0,1 \cdot 4540^{0,73} \cdot 4,35^{0,43} = 5035 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Для определения коэффициента теплоотдачи от пара по формуле (2.26) примем, что $\Delta t \geq 10$ град. Тогда в каналах с приведенной длиной $L = 1,12 \text{ м}$ (см. табл. 2.14) получим:

$$Re_1 = 0,214 \cdot 1,12 / (0,000177 \cdot 3,0) = 451;$$

$$\alpha_1 = (0,683 / 1,12) 322 \cdot 451^{0,7} \cdot 1,11^{0,4} = 14\,761 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Термическим сопротивлением загрязнений со стороны пара можно пренебречь. Толщина пластин $1,0 \text{ мм}$ (см. табл. 2.14), материал — нержавеющая сталь, $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$. Сумма термических сопротивлений стенки пластин и загрязнений со стороны жидкости составит:

$$\sum \delta / \lambda = 1,0 \cdot 10^{-3} / 17,5 + 1 / 5800 = 0,000229 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = (1/5035 + 1/14\,761 + 0,000229)^{-1} = 2016 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

По формуле (2.11) проверим правильность принятого допущения относительно Δt :

$$\Delta t = 2016 \cdot 105,3 / 14\,761 = 14,4 > 10.$$

Требуемая поверхность теплопередачи

$$F = 447\,600 / (105,3 \cdot 2015) = 2,11 \text{ м}^2.$$

Теплообменник номинальной поверхностью $F = 3,0 \text{ м}^2$ подходит с запасом $\Delta = 42,2 \%$. Масса этого аппарата $M = 291 \text{ кг}$ (см. табл. 2.13).

6. Гидравлическое сопротивление пластинчатого подогревателя определим по формуле (2.37). Диаметр присоединяемых штуцеров $d_{\text{шт}} = 0,065$ (см. табл. 2.14).

Скорость жидкости в штуцерах

$$\omega_{\text{шт}} = 2,0 \cdot 4 / (900 \cdot \pi \cdot 0,065^2) = 0,67 \text{ м/с} < 2,5 \text{ м/с},$$

поэтому их гидравлическое сопротивление можно не учитывать [8]

Коэффициент трения

$$\xi = a_2 / \sqrt{Re} = 19,3 / \sqrt{4540} = 2,36.$$

Для однопакетной компоновки пластин $\lambda = 1$.

Гидравлическое сопротивление

$$\Delta p = 2,35 \frac{1,12}{0,008} \cdot \frac{900 \cdot 0,337^2}{2} = 16\,820 \text{ Па}.$$

2.4.4. Расчет кожухотрубчатого конденсатора

Рассчитать и подобрать нормализованный вариант конструкции кожухотрубчатого конденсатора смеси паров органической жидкости и паров воды (дефлегматора) для конденсации $G_1 = 0,8 \text{ кг/с}$ паров. Удельная теплота конденсации смеси $r_1 = 1\,180\,000 \text{ Дж/кг}$, температура конденсации $t_1 = 66 \text{ }^\circ\text{C}$. Физико-химические свойства конденсата при температуре конденсации: $\lambda_1 =$

$\alpha = 0,219 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, $\rho_1 = 757 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\mu_1 = 0,000446 \text{ Па} \cdot \text{с}$. Тепло конденсации отводить водой с начальной температурой $t_{2н} = 25 \text{ }^\circ\text{С}$.

Примем температуру воды на выходе из конденсатора $t_{2к} = 33 \text{ }^\circ\text{С}$. При средней температуре $t_2 = 0,5(25 + 33) = 29 \text{ }^\circ\text{С}$ вода имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_2 = 996 \text{ кг}/\text{м}^3$, $c_2 = 4180 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, $\lambda_2 = 0,616 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, $\mu_2 = 0,00082 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $\text{Pr}_2 = c_2 \mu_2 / \lambda_2 = 5,56$.

Расчет проводим последовательно в соответствии с общей блок-схемой (см. рис. 2.2).

1. Тепловая нагрузка аппарата

$$Q = 1\,180\,000 \cdot 0,8 = 944\,000 \text{ Вт.}$$

2. Расход воды

$$G_2 = 944\,000 / [4180(33 - 25)] = 28,2 \text{ кг/с.}$$

3. Средняя разность температур

$$\Delta t_{cp} = (66 - 25) - (66 - 33) / \ln(41/33) = 36,9 \text{ град.}$$

4. В соответствии с табл. 2.1 примем $K_{op} = 600 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Ориентировочное значение поверхности

$$F_{op} = 944\,000 / (600 \cdot 36,9) = 42,6 \text{ м}^2.$$

Задаваясь числом $\text{Re}_2 = 15\,000$, определим соотношение n/z для конденсатора из труб диаметром $d_n = 25 \times 2 \text{ мм}$:

$$\frac{n}{z} = \frac{4G_2}{\pi d \mu_2 \text{Re}_2} = \frac{4 \cdot 28,2}{\pi \cdot 0,021 \cdot 0,00082 \cdot 15000} = 139,$$

где n — общее число труб; z — число ходов по трубному пространству; d — внутренний диаметр труб, м.

5. Уточненный расчет поверхности теплопередачи. В соответствии с табл. 2.9 соотношение n/z принимает наиболее близкое к заданному значение у конденсаторов с диаметром кожуха $D = 600 \text{ мм}$, диаметром труб $25 \times 2 \text{ мм}$, числом ходов $z = 2$ и общим числом труб $n = 240$:

$$n/z = 240/2 = 120.$$

Наиболее близкую к ориентировочной поверхность теплопередачи имеет нормализованный аппарат с длиной труб $L = 3,0 \text{ м}$; $F = 57,0 \text{ м}^2$

Действительное число Re_2 равно

$$\text{Re}_2 = \frac{4G_2 z}{\pi d n \mu_2} = \frac{4 \cdot 28,2 \cdot 2}{\pi \cdot 0,021 \cdot 240 \cdot 0,00082} = 17\,376.$$

Коэффициент теплоотдачи к воде определим по уравнению (2.12), пренебрегая поправкой $(\text{Pr}/\text{Pr}_{ст})^{0,25}$:

$$\alpha_2 = \frac{0,616}{0,021} 0,023 \cdot 17\,376^{0,85} \cdot 5,56^{0,04} = 3304 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи от пара, конденсирующегося на пучке вертикально расположенных труб, определим по уравнению (2.24):

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot 0,219 \sqrt[3]{\frac{757^2 \cdot 0,025 \cdot 240}{0,000446 \cdot 0,6}} = 1939 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Сумма термических сопротивлений стенки труб из нержавеющей стали и загрязнений со стороны воды и пара равна:

$$\sum \delta/\lambda = 2 \cdot 10^{-3} / 17,5 + 1/1860 + 1/11\,600 = 0,000738 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт.}$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = \left(\frac{1}{3304} + \frac{1}{1939} + 0,000738 \right)^{-1} = 643 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая поверхность теплопередачи

$$F = 944\,000 / (36,9 \cdot 643) = 39,8 \text{ м}^2$$

Как видно из табл. 2.9, конденсатор с длиной труб $2,0 \text{ м}$ и поверхностью $57,0 \text{ м}^2$ подходит с запасом:

$$\Delta = (57,0 - 39,8) 100 / 39,8 = 43,2 \text{ } \%.$$

6. Гидравлическое сопротивление Δp_2 рассчитываем по формуле (2.35). Скорость воды в трубах

$$w_2 = \frac{4G_2z}{\pi d^2 n \rho_2} = \frac{4 \cdot 28,2 \cdot 2}{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 240 \cdot 996} = 0,68 \text{ м/с.}$$

Коэффициент трения по формуле (2.31) равен

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 3,7} + \left(\frac{6,81}{17376} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2} = 0,0412.$$

Скорость воды в штуцерах (см. табл. 2.6):

$$w_{2ш} = \frac{4G_2}{\pi d_{ш}^2 \rho_2} = \frac{4 \cdot 28,2}{\pi \cdot 0,2^2 \cdot 996} = 0,9 \text{ м/с.}$$

Гидравлическое сопротивление

$$\begin{aligned} \Delta p_2 &= 0,0412 \frac{3 \cdot 2}{0,021} \cdot \frac{996 \cdot 0,68^2}{2} + [2,5(2-1) + 2 \cdot 2] \frac{996 \cdot 0,68^2}{2} + 3 \frac{996 \cdot 0,9^2}{2} = \\ &= 2711 + 1497 + 1210 = 5418 \text{ Па.} \end{aligned}$$

2.4.5. Расчет кожухотрубчатого испарителя

Рассчитать и подобрать нормализованный вариант конструкции кожухотрубчатого испарителя ректификационной колонны с получением $G_2 = 0,9$ кг/с паров водного раствора органической жидкости. Кипящая при небольшом избыточном давлении и температуре $t_2 = 102,6$ °С жидкость имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_2 = 957$ кг/м³, $\mu_2 = 0,00024$ Па·с, $\sigma_2 = 0,0583$ Н/м, $c_2 = 4200$ Дж/(кг·К), $\lambda_2 = 0,680$ Вт/(м·К), $r_2 = 2240000$ Дж/кг. Плотность паров при атмосферном давлении $\rho_{п0} = 0,65$ кг/м³, плотность паров над кипящей жидкостью $\rho_n = 0,6515$ кг/м³.

В качестве теплоносителя использовать насыщенный водяной пар давлением 0,2 МПа. Удельная теплота конденсации $r_1 = 2208000$ Дж/кг, температура конденсации $t_1 = 119,6$ °С. Физико-химические характеристики конденсата при температуре конденсации: $\rho_1 = 943$ кг/м³, $\mu_1 = 0,000231$ Па·с, $\lambda_1 = 0,686$ Вт/(м·К).

Для определения коэффициента теплоотдачи от пара, конденсирующегося на наружной поверхности труб высотой H , используем формулу (2.23):

$$\alpha_1 = 1,21 \lambda_1 \sqrt[3]{\rho_1^2 r_1 g / (\mu_1 H q)} \equiv A q^{-1/3}.$$

Коэффициент теплоотдачи к кипящей в трубах жидкости определим по формуле (2.28):

$$\alpha_2 = 780 \frac{\lambda_2^3 \rho_2^{0,5} \rho_n^{0,06} q^{0,6}}{\sigma_2^{0,5} r_2^{0,6} \rho_n^{0,66} c_2^{0,3} \mu_2^{0,3}} \equiv B q^{0,6}$$

Из основного уравнения теплопередачи и уравнения аддитивности термических сопротивлений следует, что

$$1/K = \Delta t_{cp} / q = 1/\alpha_1 + \sum (\delta/\lambda) + 1/\alpha_2.$$

Подставляя сюда выражения для α_1 и α_2 , можно получить одно уравнение относительно неизвестного удельного теплового потока:

$$f(q) \equiv \frac{1}{A} q^{4/3} + \left(\sum \frac{\delta}{\lambda} \right) q + \frac{1}{B} q^{0,4} - \Delta t_{cp} = 0. \quad (a)$$

Решив это уравнение относительно q каким-либо численным или графическим методом, можно определить требуемую поверхность $F = Q/q$.

Расчет проводим последовательно в соответствии с общей схемой (см. рис. 2.2).

1. Тепловая нагрузка аппарата

$$Q = 0,9 \cdot 2240000 = 2016000 \text{ Вт.}$$

2. Расход греющего пара определим из уравнения теплового баланса:

$$G_1 = 2016000 / 2208000 = 0,913 \text{ кг/с.}$$

3. Средняя разность температур

$$\Delta t_{cp} = 119,6 - 102,6 = 17,0 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

4. В соответствии с табл. 2.1 примем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи $K_{op} = 1400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда ориентировочное значение требуемой поверхности составит

$$F_{op} = 2\,016\,000 / (1400 \cdot 17) = 84,7 \text{ м}^2$$

В соответствии с табл. 2.9 поверхность, близкую к ориентировочной, могут иметь теплообменники с высотой труб $H = 3,0$ м или $2,0$ м и диаметром кожуха $D = 0,8$ м или же с высотой труб $H = 4,0$ м и диаметром кожуха $D = 0,6$ м.

5. Уточненный расчет поверхности теплопередачи.

Вариант 1И. Примем в качестве первого варианта теплообменник с высотой труб $H = 3,0$ м, диаметром кожуха $D = 0,8$ м и поверхностью теплопередачи $F = 109 \text{ м}^2$. Выполним его уточненный расчет, решив уравнение (а).

В качестве первого приближения примем ориентировочное значение удельной тепловой нагрузки: $q_1 = q_{op} = 2\,016\,000 / 109 = 18\,495 \text{ Вт}/\text{м}^2$

Для определения $f(q_1)$ необходимо рассчитать коэффициенты A и B :

$$A = 1,21 \cdot 0,686 \sqrt[3]{\frac{943^2 \cdot 2\,208\,000 \cdot 9,81}{0,000231 \cdot 3,0}} = 2,514 \cdot 10^5;$$

$$B = 780 \frac{0,680^{1,3} \cdot 957^{0,5} \cdot 0,6515^{0,6}}{0,0583^{0,5} \cdot 2\,240\,000^{0,6} \cdot 0,65^{0,66} \cdot 4200^{0,3} \cdot 0,00024^{0,3}} = 12,11.$$

Толщина труб $2,0$ мм, материал — нержавеющая сталь; $\lambda_{ст} = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$. Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений (термическим сопротивлением со стороны греющего пара можно пренебречь) равна:

$$\sum \delta/\lambda = 2 \cdot 10^{-3} / 17,5 + 1/5800 = 0,000287 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Тогда

$$f(q_1) = \frac{18\,495^{4/3}}{2,514 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 18\,495 + \frac{18\,495^{0,4}}{12,11} - 17,0 = -5,54.$$

Примем второе значение $q_2 = 30\,000 \text{ Вт}/\text{м}^2$, получим:

$$f(q_2) = \frac{30\,000^{4/3}}{2,514 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 30\,000 + \frac{30\,000^{0,4}}{12,11} - 17,0 = 0,419.$$

Третье, уточненное, значение q_3 определим в точке пересечения с осью абсцисс хорды, проведенной из точки 1 (18 495; -5,54) в точку 2 (30 000; +0,419) сечения с осью абсцисс хорды, проведенной из точки 1 для зависимости $f(q)$ от q :

$$q_3 = q_2 - \frac{q_2 - q_1}{f(q_2) - f(q_1)} f(q_2). \quad (б)$$

Получим:

$$q_3 = 30\,000 - \frac{30\,000 - 18\,495}{0,419 - (-5,54)} \cdot 0,419 = 29\,191 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$f(q_3) = \frac{(29\,191)^{4/3}}{2,514 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 29\,191 + \frac{(29\,191)^{0,4}}{12,11} - 17,0 = -0,09.$$

Такую точность определения корня уравнения (а) можно считать достаточной, и $q = 29\,191 \text{ Вт}/\text{м}^2$ можно считать истинной удельной тепловой нагрузкой. Тогда требуемая поверхность составит

$$F = 2\,016\,000 / 29\,191 = 69,1 \text{ м}^2.$$

В выбранном теплообменнике запас поверхности

$$\Delta = (109 - 69,1) / 100 = 36,1 \text{ } \%$$

Масса аппарата $M_1 = 3200 \text{ кг}$ (см. табл. 2.8).

Вариант 2И. Требуемая поверхность ближе к номинальной поверхности $F = 73 \text{ м}^2$ теплообменника с трубами высотой $H = 2,0$ м (см. табл. 2.9). Целесообразно проверить возможность

$$A = 2,514 \cdot 10^5 \sqrt[3]{3/2} = 2,878 \cdot 10^5$$

Пусть $q_1 = 2\,016\,000/73 = 27\,616$ Вт/м² Тогда

$$f(q_1) = \frac{(27\,616)^{4/3}}{2,878 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 27\,616 + \frac{(27\,616)^{0,4}}{12,11} - 17,0 = -1,49.$$

Пусть $q_2 = 30\,700$ Вт/м² Тогда

$$f(q_2) = \frac{(30\,700)^{4/3}}{2,878 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 30\,700 + \frac{(30\,700)^{0,4}}{12,11} - 17,0 = +0,30.$$

Найдем q_3 по формуле (б):

$$q_3 = 30\,700 - \frac{30\,700 - 27\,616}{0,30 - (-1,49)} \cdot 0,30 = 30\,183 \text{ Вт/м}^2.$$

Тогда

$$f(q_3) = \frac{(30\,188)^{4/3}}{2,878 \cdot 10^5} + 0,000287 \cdot 30\,188 + \frac{(30\,183)^{0,4}}{12,11} - 17,0 = 0,042.$$

Требуемая поверхность $F = 2\,016\,000/30\,183 = 66,8$ м².

В выбранном теплообменнике запас поверхности

$$\Delta = (73 - 66,8) \cdot 100/66,8 = 9,3 \%$$

Масса аппарата $M_2 = 2300$ кг (см. табл. 2.8).

Вариант 3И. Аналогичный расчет показывает, что для данной технологической задачи подходит также теплообменник высотой труб 4,0 м, диаметром кожуха 0,6 м, номинальной поверхностью 81 м² (см. табл. 2.9). Для этого варианта корень уравнения (а) $q = 28\,500$ Вт/м², и требуемая поверхность $F = 70,7$ м², что обеспечивает запас

$$\Delta = (81 - 70,7) \cdot 100/70,7 = 14,6 \%$$

Из табл. 2.8 видно, что этот аппарат имеет несколько меньшую массу:

$$M_3 = 2180 \text{ кг.}$$

Удельные тепловые нагрузки в рассчитанных аппаратах значительно ниже критической тепловой нагрузки, которая даже в случае кипения жидкости в большом объеме в соответствии с уравнением (2.28) составляет

$$q_{кр} = 0,14 \cdot 2\,240\,000 \sqrt{0,6515} \sqrt[3]{9,81 \cdot 0,0583 \cdot 957} = 1\,224\,300 \text{ Вт/м}^2$$

Следовательно, в рассчитанных аппаратах режим кипения будет пузырьковым. Коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи в последнем варианте соответственно равны:

$$\alpha_1 = Aq^{-1/3} = 2,284 \cdot 10^5 (28\,500)^{-1/3} = 7477 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$\alpha_2 = Bq^{0,6} = 12,11 (28\,500)^{0,6} = 5702 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$K = q/\Delta t_{cp} = 28\,500/17,0 = 1676 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

2.5. ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОГО НОРМАЛИЗОВАННОГО ТЕПЛОБМЕННОГО АППАРАТА

В зависимости от цели оптимизации в качестве критерия оптимальности могут быть приняты различные параметры: габариты, масса аппарата, удельные энергетические затраты и т. п. Однако наиболее полным и надежным критерием оптимальности (КО) при выборе теплообменного аппарата принято считать [14—16] универсальный технико-экономический показатель — приведенные затраты П:

$$П = EK + Э, \quad (2.38)$$

где К — капитальные затраты; Э — эксплуатационные затраты; Е — нормативный коэффициент эффективности капиталовложений.

В соответствии с этим критерием наиболее эффективен тот из сравниваемых аппаратов, у которого приведенные затраты минимальны, т. е.

$$KO = \min \Pi = \min (EK + \Theta). \quad (2.39)$$

Капитальные затраты K складываются из затрат на изготовление аппарата и его монтаж, причем затраты на монтаж очень малы по сравнению со стоимостью изготовления теплообменника, и ими можно пренебречь. Если по технологической схеме работа теплообменника неразрывно связана с работой обслуживающих его насосов или компрессоров, в капитальные затраты следует включить их полную стоимость или ее часть (пропорциональную доле β мощности, затрачиваемой на преодоление гидравлического сопротивления теплообменника, от всей необходимой мощности на перемещение теплоносителя):

$$K = C_{\tau} + \beta_1 C_{n1} + \beta_2 C_{n2}. \quad (2.40)$$

Эксплуатационные затраты Θ можно разделить на две группы: пропорциональные капитальным затратам и не зависящие от капитальных затрат. К первой группе относятся амортизационные отчисления (определяемые коэффициентом k_a) и расходы на текущий ремонт и содержание оборудования (определяемые коэффициентом k_p); ко второй группе относятся расходы энергии на привод нагнетателей и стоимость теплоносителей:

$$\Theta = K(k_a + k_p) + C_3(N_1 + N_2)\tau + G_1 C_{1\tau} + G_2 C_{2\tau}, \quad (2.41)$$

где τ — число часов работы оборудования в году; C_3 — цена единицы электроэнергии; N_1, N_2 — мощности нагнетателей, затрачиваемые на преодоление гидравлических сопротивлений теплообменника.

Поскольку при решении задачи оптимального выбора теплообменника расходы теплоносителей G_1 и G_2 заданы, затраты на них можно рассматривать как постоянные, а при поиске оптимального варианта конструкции их можно исключить. Тогда приведенные затраты Π на теплообменник (в руб/год) можно приближенно рассчитать по формуле

$$\Pi = (E + k_a + k_p)(C_{\tau} + \beta_1 C_{n1} + \beta_2 C_{n2}) + (N_1 + N_2) C_3 \tau. \quad (2.42)$$

Нормативный коэффициент эффективности капиталовложений в химической промышленности равен $0,15 \text{ год}^{-1}$ [16]. Расчет годовых амортизационных отчислений и отчислений на ремонт оборудования для химической промышленности может быть проведен по средним нормам — соответственно 10 и 5 % от капитальных затрат [17]. Тогда можно принять

$$E + k_a + k_p = 0,3 \text{ год}^{-1}$$

Цена на теплообменники различных конструкций C_{τ} устанавливаются соответствующим прейскурантом цен на химическое оборудование [18]. Некоторые сведения, необходимые для решения задач оптимального выбора теплообменных аппаратов, приведены в табл. 2.17—2.19.

Стоимость насосов определяется по Прейскуранту № 23-01. Стоимость электроэнергии колеблется в довольно широких пределах: 0,01—0,03 руб/(кВт·ч). В среднем можно принять $C_3 = 0,02 \text{ руб}/(\text{кВт}\cdot\text{ч})$ и число часов работы оборудования за год $\tau = 8000$.

При поиске оптимального варианта из нормализованного ряда аппаратов наиболее простым и надежным оказывается метод полного перебора вариантов [14]. Этот метод, предполагающий использование ЭВМ, заключается в последовательном уточненном расчете каждого аппарата из определенной группы вариантов однотипной конструкции. Часть из них затем отбрасывают в силу различного рода ограничений (превышение требуемой поверхности над нормализованной; заведомо худшие, чем хотя бы у одного из остальных аппаратов, показатели — такие как масса и гидравлическое сопротивление; неприемлемые габариты и т. п.). Оставшиеся конкурентоспособные варианты сравнивают по приведенным затратам с целью выбора наилучшего варианта.

Использование метода целенаправленного перебора позволяет по результатам расчета нескольких ориентировочно выбранных вариантов уточнить стратегию дальнейшего поиска, отказавшись от расчета значительного числа заведомо худших вариантов. Например, расчет всех вариантов многоходовых кожухотрубчатых теплообменников с одинаковыми размерами труб и кожуха нецелесообразен, если для данной задачи оказалась достаточной нормализованная поверхность одноходового, так как при той же массе многоходовые теплообменники имеют большее гидравлическое сопротивление. В другом случае, если оказалась недостаточной нормализованная поверхность шестиходового теплообменника, следует отказаться от просчета четырех- и двухходовых с теми же размерами труб и кожуха, так как их нормализованные поверхности заведомо окажутся недостаточными.

При выборе нескольких начальных вариантов можно руководствоваться рекомендуемыми на основании практического опыта ориентировочными значениями коэффициентов теплопередачи и скоростей теплоносителей или чисел Рейнольдса.

Достоинством технико-экономического критерия оптимальности является то, что лишь этот критерий позволяет выбрать наилучший вариант среди аппаратов различных конструкций. При этом окончательный выбор производится из лучших аппаратов среди однотипных.

Пример. Выбор оптимального варианта холодильника жидкости (дополнение к расчетам в разд. 2.4.1 и 2.4.2).

Из пяти конкурентоспособных вариантов теплообменника (двух кожухотрубчатых и трех пластинчатых), рассчитанных в разд. 2.4.1 и 2.4.2, выбрать наилучший, удовлетворяющий технико-экономическому критерию — минимуму приведенных затрат

В разд. 2.4.1 методом целенаправленного перебора было рассчитано четыре варианта кожухотрубчатых теплообменников, из которых лишь два оказались конкурентоспособными: первый и четвертый. Лучший из них, т. е. оптимальный в своем классе конструкций, необходимо сравнить с лучшим из трех конкурентоспособных пластинчатых теплообменников, рассчитанных в разд. 2.4.2 для той же технологической задачи.

Таблица 2.17. Оптовые цены (в руб. за 1 т) на кожухотрубчатые теплообменники типа ТН и ТЛ* (по данным [18, ч. 2])

Относительная масса труб в общей массе аппарата, %	Масса аппарата, т									
	до 0,35	0,35—0,75	0,75—1,4	1,4—2,3	2,3—3,8	3,8—5,9	5,9—12,0	12,0—20,0	20,0—35,0	более 35,0
<i>Сталь углеродистая (кожух ВСт.3сп5, трубы Ст.20)</i>										
До 20	1625	1360	1165	1030	940	855	770	695	635	405
30	1510	1280	1115	1005	920	855	780	715	665	430
40	1410	1215	1085	990	915	850	790	730	680	455
50	1330	1170	1055	975	915	860	810	755	710	480
60	1270	1135	1040	970	915	870	815	775	740	505
70	1225	1110	1025	970	920	885	840	800	770	540
80	1200	1110	1030	985	935	905	860	825	795	575
<i>Сталь нержавеющая (кожух и трубы — сталь 12Х18Н10Т)</i>										
До 20	3215	2895	2660	2505	2385	2295	2185	2095	2020	1940
30	3155	2885	2685	2555	2450	2370	2280	2200	2140	2075
40	3105	2875	2710	2605	2510	2435	2360	2285	2235	2180
50	3075	2880	2745	2655	2580	2520	2455	2385	2330	2280
60	3060	2900	2790	2705	2640	2585	2520	2475	2435	2385
70	3070	2935	2830	2765	2705	2670	2615	2565	2535	2485
80	3095	2980	2890	2835	2780	2740	2700	2650	2620	2580

* Эти цены можно приближенно отнести и к другим кожухотрубчатым теплообменным аппаратам, а также к выпарным аппаратам, у которых относительная масса греющих труб не менее 10 %.

Таблица 2.18. Оптовые цены (в руб. за 1 т) на теплообменники типа «труба в трубе» (по данным [18, ч. 2])

Размеры труб, мм		Масса аппарата, т							
внут- ренней	наруж- ной	до 0,18	0,18—0,35	0,35—0,75	0,75—1,4	1,4—2,3	2,3—3,8	3,8—5,9	более 5,9
<i>Однопоточные из стали 20</i>									
25×3	57×4	1870	1660	1485	—	—	—	—	—
48×4	89×5	—	1365	1225	1110	—	—	—	—
89×5	133×6	—	—	—	805	750	—	—	—
108×6	159×6	—	—	—	775	725	685	—	—
<i>Однопоточные из стали 12Х18Н10Т</i>									
25×3	57×4	3560	3295	3120	—	—	—	—	—
48×4	89×5	—	2950	2800	2650	—	—	—	—
89×5	133×6	—	—	—	2225	2165	—	—	—
108×6	159×6	—	—	—	2165	2105	2060	—	—
<i>Многopotочные из стали 20</i>									
48×4	89×5	—	—	—	930	870	820	780	725
57×4	108×5	—	—	—	860	810	760	725	675
<i>Многopotочные внутренние трубы из стали 12Х18Н10Т, наружные — из стали 20</i>									
48×4	89×5	—	—	—	1300	1235	1180	1175	1115
57×4	108×5	—	—	—	1320	1160	1115	1105	1055

Таблица 2.19. Цены на теплообменники пластинчатые разборные (в руб. за штуку) с пластинами из стали 12Х18Н10Т (по данным [18, ч. 1])

Поверхность теплообмена, м ²	Число пластин площадью, м ²		Цена для пластин площадью, м ²		Поверхность теплообмена, м ²	Число пластин площадью, м ²		Цена для пластин площадью, м ²	
	0,3	0,6	0,3	0,6		0,3	0,6	0,3	0,6
3	12	—	1060	—	31,5	—	56	—	4 300
4	16	—	1100	—	40	—	70	—	4 700
5	20	—	1200	—	50	—	86	—	5 300
6,3	24	—	1300	—	63	—	108	—	6 000
8	30	—	1400	—	80	—	136	—	7 200
10	36	20	1600	2700	100	—	170	—	8 000
12,5	44	24	2000	3000	110	—	186	—	8 300
16	56	30	2200	3200	125	—	210	—	9 300
20	70	36	2400	3300	140	—	236	—	10 100
25	86	44	2500	3600	150	—	252	—	10 500
					160	—	270	—	10 900

С целью упрощения расчетов пренебрежем вкладом стоимости насосов в капитальные затраты, составляющим незначительную долю от стоимости теплообменника, однако оставим в приведенных затратах стоимость электроэнергии на прокачивание обоих теплоносителей через него. Учтем также, что трубы и кожух в кожухотрубчатых и пластины в пластинчатых теплообменниках должны быть изготовлены из нержавеющей стали.

К варианту 1К.

$$M = 3130 \text{ кг}, \Delta p_{тр} = 3764 \text{ Па}, \Delta p_{мтр} = 15 650 \text{ Па}.$$

Масса труб:

$$M_{тр} = \pi d_{ср} \delta_{тр} L n_{ст} = \pi \cdot 0,023 \cdot 0,002 \cdot 6,0 \cdot 206 \cdot 7850 = 1402 \text{ кг}$$

Доля массы труб от массы всего теплообменника

$$c = (1402/3130) \cdot 100 = 44,8 \text{ \%}.$$

Цена единицы массы теплообменника из нержавеющей стали $C_{н.ст.} = 2,58$ руб/кг (см. табл. 2.17). Цена теплообменника

$$C_t = 3130 \cdot 2,58 = 8075 \text{ руб.}$$

Энергетические затраты на прокачивание горячей жидкости по трубам с учетом к. п. д. насосной установки, равного

$$\eta = \eta_n \eta_{дв} \eta_{пер} = 0,7 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 0,63,$$

составят:

$$N_1 = \frac{\Delta p_{тр} G_1}{\eta_r 1000} = \frac{3764 \cdot 6,0}{0,63 \cdot 986 \cdot 1000} = 0,036 \text{ кВт.}$$

Энергетические затраты на прокачивание холодной жидкости по межтрубному пространству составят:

$$N_2 = \frac{\Delta p_{мтр} G_2}{\eta_{р2} 1000} = \frac{15\,650 \cdot 21,8}{0,63 \cdot 996 \cdot 1000} = 0,544 \text{ кВт.}$$

Приведенные затраты равны

$$П_{1К} = 0,3 \cdot 8075 + (0,036 + 0,544) \cdot 0,02 \cdot 8000 = 2422,8 + 92,8 = 2515,3 \text{ руб/год.}$$

К варианту 4К.

$$M = 3550 \text{ кг, } \Delta p_{тр} = 3712 \text{ Па, } \Delta p_{мтр} = 3728 \text{ Па.}$$

Результаты расчета:

$$M_{тр} = 1645 \text{ кг, } C_t = 9160 \text{ руб., } N_1 = 0,036 \text{ кВт, } N_2 = 0,1295 \text{ кВт.}$$

Приведенные затраты

$$П_{4К} = 0,3 \cdot 9160 + (0,036 + 0,1295) \cdot 0,02 \cdot 8000 = 2748 + 26,5 = 2774,5 \text{ руб/год.}$$

Таким образом, среди кожухотрубчатых лучшим оказался теплообменник по варианту 1К. Рассмотрим конкурирующие пластинчатые теплообменники.

К варианту 1П.

$$M = 1690 \text{ кг, } \Delta p_1 = 247 \text{ Па, } \Delta p_2 = 2584 \text{ Па.}$$

Оптовая цена теплообменника с пластинами из нержавеющей стали $C_t = 7200$ руб (см. табл. 2.19). Энергетические затраты для прокачивания горячей жидкости пренебрежимо малы; для холодной жидкости они составляют

$$N_2 = 2584 \cdot 21,8 / (0,63 \cdot 996 \cdot 1000) = 0,09 \text{ кВт.}$$

Приведенные затраты

$$П_{1П} = 0,3 \cdot 7200 + 0,09 \cdot 0,02 \cdot 8000 = 2160 + 14,4 = 2174,4 \text{ руб/год.}$$

К варианту 2П.

$$M = 1530 \text{ кг, } \Delta p_1 = 2488 \text{ Па, } \Delta p_2 = 25\,935 \text{ Па; } C_t = 6000 \text{ руб; } N_1 = 0,02 \text{ кВт, } N_2 = 0,9 \text{ кВт.}$$

Приведенные затраты:

$$П_{2П} = 0,3 \cdot 6000 + 0,92 \cdot 0,02 \cdot 8000 = 1800 + 147,2 = 1947,2 \text{ руб/год.}$$

К варианту 3П.

$$M = 1400 \text{ кг, } \Delta p_1 = 11\,781 \text{ Па, } \Delta p_2 = 122\,807 \text{ Па;}$$

$$C_t = 5300 \text{ руб, } N_1 = 0,114 \text{ кВт, } N_2 = 4,267 \text{ кВт.}$$

Приведенные затраты

$$П_{3П} = 0,3 \cdot 5300 + (0,114 + 4,267) \cdot 0,02 \cdot 8000 = 1590 + 701,0 = 2291,0 \text{ руб/год.}$$

Из расчетов следует, что лучшим из пластинчатых оказался теплообменник по варианту 2П. Он же оказался и более экономичным, чем лучший кожухотрубчатый теплообменник.

Для наглядности результаты расчетов сведены в таблицу (см. стр. 83).

Из таблицы видно, что разница в приведенных затратах между оптимальным вариантом 2П и наименее эффективным из конкурировавших 4К составляет 827,3 руб/год, или 29,8 %.

Технико-экономические показатели	Вариант				
	1К	4К	1П	2П	3П
D , м	0,6	0,8	—	—	—
L , м	6,0	3,0	—	—	—
L_1 , м*	—	—	2,023	1,823	1,673
K , Вт/(м ² ·К)	659	611	649	869	1003
F , м ²	97	116	80	63	50
M , кг	3130	3650	1690	1530	1400
$N_1 + N_2$, кВт	0,58	0,165	0,09	0,92	4,38
0,3 Цт, руб/год	2422,5	2748,0	2160,0	1800,0	1590,0
$(N_1 + N_2)$ Цт, руб/год	92,8	26,5	14,4	147,2	701,0
П, руб/год	2515,3	2774,5	2174,4	1947,2	2291,0

* Остальные габаритные размеры: $L_2 \times H = 0,803 \times 1,77$ м (см. рис. 2.12).

При решении задачи оптимального выбора теплообменника число конкурентоспособных вариантов может значительно возрасти, если допустить варьирование ограничениями технологического характера. Например, при расчете холодильников и конденсаторов конечная температура оборотной воды, возвращающейся на градирню, задается проектировщиком в довольно широких пределах. В принципе эта температура должна быть результатом технико-экономической оптимизации всей водооборотной системы. Очевидно, этот более высокий уровень оптимизации затронет расчет не только теплообменника, но и градирни (или аппарата воздушного охлаждения), системы водоподготовки, насосов, а также энергозатрат на циркуляцию воды.

Другой путь расширения оптимальной задачи — проектирование многосекционной схемы передачи тепла [15]. При этом один аппарат заменяют несколькими аппаратами меньшего размера, соединенными параллельно или последовательно. Обычно к нескольким секциям прибегают в случае больших тепловых потоков или больших расходов теплоносителей. Несмотря на определенные недостатки многосекционной компоновки (большее количество арматуры, необходимость равномерной раздачи потоков и т. п.), по технико-экономическому критерию она может оказаться оптимальной.

2.6. ПОВЕРОЧНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛОБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Поверочный расчет теплообменника с известной поверхностью теплопередачи заключается, как правило, в определении конечных температур теплоносителей при их известных начальных значениях. Необходимость в таком расчете может возникнуть, например, если в результате проектного расчета был выбран нормализованный аппарат со значительным запасом поверхности, а также при проектировании сложных последовательно-параллельных схем соединения стандартных теплообменников. Поверочные расчеты могут понадобиться также с целью выявления возможностей имеющегося аппарата при переходе к непроектным режимам работы.

Поскольку среднюю движущую силу при двух неизвестных температурах заранее определить нельзя, поверочные расчеты удобнее проводить, преобразовав систему уравнений теплового баланса и теплопередачи в зависимость между эффективностью теплопередачи и числом единиц переноса. Эффективность теплопередачи E представляет собой безразмерное изменение температуры холодного (или горячего) теплоносителя, отнесенное к максимальному температурному перепаду в теплообменнике:

$$E_2 = (t_{2к} - t_{2н}) / (t_{1н} - t_{2н}) \quad [\equiv P \text{ в уравнении (2.7)}]; \quad (2.43)$$

$$E_1 = (t_{1н} - t_{1к}) / (t_{1н} - t_{2н}) = E_2 R, \quad (2.44)$$

где

$$R = G_2 c_2 / G_1 c_1 = (t_{1к} - t_{1н}) / (t_{2к} - t_{2н}). \quad (2.45)$$

Число единиц переноса:

$$N_2 = KF / G_2 c_2; \quad (2.46)$$

$$N_1 = KF / G_1 c_1 = N_2 R. \quad (2.47)$$

В теплообменнике при противотоке теплоносителей, агрегатное состояние которых не меняется, указанная зависимость имеет вид:

$$E_2 = \frac{1 - \exp [N_2 (R - 1)]}{1 - R \exp [N_2 (R - 1)]} \Big|_{R \neq 1} \quad E_2 = \frac{N_2}{N_2 + 1} \Big|_{R \rightarrow 1} \quad (2.48)$$

При прямотоке

$$E_2 = (1 - \exp \{-N_2(R + 1)\}) / (R + 1). \quad (2.49)$$

Конечные температуры теплоносителей определяют по найденным эффективностям:

$$t_{2к} = t_{2н} + E_2 (t_{1н} - t_{2н}); \quad (2.50)$$

$$t_{1к} = t_{1н} - E_1 (t_{1н} - t_{2н}). \quad (2.51)$$

Расчеты выполняют, полагая, что коэффициент теплопередачи K известен из проектного расчета, и его возможное изменение вследствие изменения температур теплоносителей незначительно.

В рассмотренном выше примере оптимально подобранный пластинчатый теплообменник (вариант 2П) имел нормализованное значение поверхности $F_n = 63,0 \text{ м}^2$, превышавшее расчетное ($F = 51,4 \text{ м}^2$) на 22,6%. Определим конечные температуры теплоносителей при неизменном коэффициенте теплопередачи $K = 869 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$:

$$N_2 = KF_n / (G_2 c_2) = 869 \cdot 63,0 / (21,8 \cdot 4180) = 0,60;$$

$$R = 21,8 \cdot 4180 / (6,0 \cdot 4190) = (112,5 - 40) / (40 - 20) = 3,625;$$

$$E_2 = \frac{1 - \exp [0,6 (3,625 - 1)]}{1 - 3,625 \exp [0,6 (3,625 - 1)]} = 0,232;$$

$$E_1 = E_2 R = 0,232 \cdot 3,625 = 0,841.$$

Конечная температура холодного теплоносителя

$$t'_{2к} = 20 + 0,232 (112,5 - 20) = 41,5 \text{ }^\circ\text{C};$$

конечная температура горячей жидкости

$$t'_{1к} = 112,5 - 0,841 (112,5 - 20) = 34,7 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Обе температуры заметно отличаются от проектных: $t_{1к} = t_{2к} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расчет усложняется в случае смешанного тока (как в многоходовых кожухотрубчатых теплообменниках или в пластинчатых с несимметричной компоновкой пластин), а также перекрестного тока. В этих случаях среднюю движущую силу расчитывают, вводя поправку ϵ_M к среднелогарифмической. Тогда

$$E_2 = \frac{1 - \exp [\epsilon_M N_2 (R - 1)]}{1 - R \exp [\epsilon_M N_2 (R - 1)]} \quad (2.52)$$

Поскольку ϵ_M зависит от искомых конечных температур [см., например, (2.7)], эффективность E_2 приходится рассчитывать приближенно методом итераций. Чтобы избежать итерационных расчетов, можно воспользоваться графиками зависимостей $E_2(R, N_2)$ для различных схем движения теплоносителей, приведенными в литературе [1, т. 1]. Другой приближенный метод расчета E_2 , названный методом φ -тока, подробно описан в литературе [4, 15]. Согласно этому методу,

$$E_2 = \frac{1 - \exp \{ N_2 [R (2\varphi - 1) - 1] \}}{1 - R\varphi \exp \{ N_2 [R (2\varphi - 1) - 1] \} + R (1 - \varphi)}, \quad (2.53)$$

где φ — характеристика схемы тока. Для противотока $\varphi = 1$, и выражение (2.53) сводится к (2.48); для прямотока $\varphi = 0$, и выражение (2.53) сводится к (2.49).

В общем случае φ зависит не только от схемы тока, но и от числа единиц переноса N_2 .

Однако при $N_2 \leq 2$ можно считать, что φ сохраняет приблизительно постоянные значения, которые для некоторых схем приведены ниже:

Соотношение ходов в схеме	φ	
	при $N_2 \leq 2$	при $N_2 \rightarrow \infty, R \rightarrow 1$
1:2	0,398	0,500
1:4	0,394	0,438
1:3, из которых:		
а — два прямоточных, один противоточный	0,350	0,400
б — два противоточных, один прямоточный	0,438	0,500

Эффективность конденсаторов насыщенных паров (в которых температуру горячего теплоносителя t_1 можно считать постоянной) не зависит от направления движения хладагента:

$$E_2 = (t_{2к} - t_{2н}) / (t_1 - t_{2н}) = 1 - \exp(-N_2), \quad (2.54)$$

откуда $t_{2к} = t_{2н} + E_2(t_1 - t_{2н})$. По этому уравнению можно выполнить также поверочный расчет теплообменника в случае идеального перемешивания горячего теплоносителя или когда $G_1 c_1 \gg G_2 c_2$, поскольку в обоих случаях $t_1 \approx \text{const}$. Если постоянна температура холодного теплоносителя, то

$$E_1 = (t_{1н} - t_{1к}) / (t_{1н} - t_2) = 1 - \exp(-N_1), \quad (2.55)$$

откуда $t_{1к} = t_{1н} - E_1(t_{1н} - t_2)$.

В качестве примера рассмотрим рассчитанный ранее (см. разд. 2.4.3) пластинчатый подогреватель с номинальной поверхностью $F_n = 3,0 \text{ м}^2$, превышающей необходимую на 42,2%. В подогревателе с таким запасом поверхности может значительно возрасти не только конечная температура нагреваемой жидкости ($t_{2к} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$), но и расход конденсирующегося греющего пара ($G_1 = 0,214 \text{ кг/с}$), если, конечно, жидкость не закипит и давление греющего пара будет постоянным. Примем вначале, что коэффициент теплопередачи также останется неизменным: $K = 2016 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$. Тогда

$$N_2 = K F_n / (G_2 c_2) = 2016 \cdot 3,0 / (2,0 \cdot 3730) = 0,811;$$

$$E_2 = 1 - \exp(-0,811) = 0,555;$$

$$t'_{2к} = 20 + 0,555(158,1 - 20) = 96,7 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$G'_1 = 0,214(96,7 - 20) / (80 - 20) = 0,274 \text{ кг/с}.$$

Изменение расхода пара может привести к изменению коэффициентов теплоотдачи от пара и теплопередачи:

$$\alpha'_1 = 14\,761(0,274/0,214)^{0,7} = 17\,549 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)};$$

$$K' = 2064 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

Уточненные значения конечной температуры нагреваемой жидкости и расхода пара:

$$t''_{2к} = 20 + (158,1 - 20) \left[1 - \exp\left(-\frac{2064 \cdot 3,0}{2,0 \cdot 3730}\right) \right] = 97,9 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$G''_1 = 0,277 \text{ кг/с}.$$

Привести конечную температуру к проектному значению можно либо сократив запас поверхности уменьшением числа пластин, либо уменьшив среднюю разность температур снижением давления греющего пара.

Поверочный расчет испарителя, имеющего запас поверхности, заключается в определении истинной тепловой нагрузки по найденной в проектном расчете удельной нагрузке и нормализованному значению поверхности: $Q = q F_n$.

Отсюда следует, что на величину запаса поверхности возрастут расходы конденсирующегося греющего пара и пара, получаемого в результате испарения кипящей жидкости.

Кроме указанных выше, возможны другие варианты поверочного расчета выходных параметров теплообменных аппаратов (например, при изменении расходов или начальных параметров теплоносителей).

1. Справочник по теплообменникам. М.: Энергоатомиздат. 1987. Т. 1, 561 с; т. 2. 352 с.
2. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. Т. 1. 384 с.
3. Хаузен Х. Теплопередача при противотоке, прямотоке и перекрестном потоке: Пер. с нем. М.: Энергоиздат, 1981. 383 с.
4. Промышленные теплообменные процессы и установки/Под ред. А. М. Бакластова. М.: Энергоатомиздат, 1986. 327 с.
5. Кугателадзе С. С., Боришанский В. М. Справочник по теплопередаче. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1959. 414 с.
6. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 575 с.
7. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. М.: Энергоиздат, 1981. 417 с.
8. Каталог. Пластинчатые теплообменные аппараты. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1983. 56 с.
9. Штербачек Э., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности: Пер. с чешск./ Под ред. И. С. Павлушенко. Л.: Госхимиздат, 1964. 415 с.
10. Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. М.: Энергия, 1977. 342 с.
11. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. 752 с.
12. Каталог. Химическая аппаратура и изделия из графитовых материалов, выпускаемые Ново-черкасским электродным заводом. М.: МИНЦВЕТМЕТ СССР, 1982. 90 с.
13. Плановский А. Н., Рамя В. М., Казан С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1967. 848 с.
14. Клименко А. П., Каневец Г. Е. Расчет теплообменных аппаратов на ЭВМ. М.-Л.: Энергия, 1966. 272 с.
15. Маньковский О. Н., Толчинский А. Р., Александров М. В. Теплообменная аппаратура химических производств. Л.: Химия, 1976. 368 с.
16. Липидус А. С. Экономическая оптимизация химических производств. М.: Химия, 1986. 208 с.
17. Альперт Л. Э. Основы проектирования химических установок. М.: Высшая школа, 1982. 304 с.
18. Прейскурант № 23—03. Оптовые цены на химическое оборудование. Ч. 1: Стандартное химическое оборудование. Ч. 2: Нефтехимическая аппаратура. М.: Прейскурантгиз, 1981.

ГЛАВА 3

РАСЧЕТ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность контакта фаз;
- a_n — удельная поверхность насадки;
- c — концентрация распределяемого компонента в кг/м³ или кмоль/м³;
- d — средний размер дисперсных частиц;
- D — коэффициент диффузии;
- E — коэффициент продольного перемешивания;
- E_0 — локальная эффективность на тарелке;
- E_M — эффективность ступени по Мэрффи;
- F — межфазная поверхность, расход исходной смеси (при ректификации);
- G — массовый расход газа или экстрагента;
- h — частная (фазовая) высота единицы переноса;
- H_0 — общая высота единицы переноса;
- H — высота рабочей зоны аппарата;
- i — удельная энтальпия жидкой фазы;
- I — удельная энтальпия газа (пара);
- K — коэффициент массопередачи;
- L — массовый расход жидкости (при абсорбции, десорбции) или экстрагируемого раствора;
- m — тангенс угла наклона линии равновесия; коэффициент распределения;
- M — массовый поток распределяемого компонента из одной фазы в другую;
- n — частное (фазовое) число единиц переноса;
- n_0 — общее число единиц переноса;
- N — число ступеней (тарелок);
- N_T — число теоретических ступеней;

- p — давление;
- P — расход дистиллята;
- P^0 — давление насыщенного пара;
- R — флегмовое число;
- t, T — температура соответственно в °С и в К;
- V — объемный расход;
- w — фиктивная скорость;
- W — расход кубового остатка;
- x, y — концентрация распределяемого компонента, масс. или мол. доли;
- α — относительная летучесть;
- β — коэффициент массоотдачи;
- γ — коэффициент активности;
- μ — вязкость;
- ρ — плотность;
- σ — межфазное натяжение.

Индексы:

- д — дисперсная фаза;
- н — начальная величина (на входе в аппарат);
- к — конечная величина (на выходе из аппарата);
- с — сплошная фаза;
- x — фаза, концентрация в которой обозначена x, X или c_x ;
- y — фаза, концентрация в которой обозначена y, Y или c_y ;
- j, k, l, h — номера компонентов в многокомпонентных системах.

Массообменные процессы, широко используемые для очистки веществ и разделения смесей, весьма многообразны. Они различаются агрегатным состоянием взаимодействующих фаз, характером их движения в аппарате, наличием параллельно протекающих процессов теплообмена. Этим обусловлено большое разнообразие применяемых на практике массообменных аппаратов. В той или иной степени различаются и методы их расчета. В данной главе рассмотрены наиболее распространенные массообменные процессы: абсорбция, десорбция и жидкостная экстракция в противоточных колоннах, непрерывная ректификация бинарных и многокомпонентных систем, периодическая адсорбция в аппаратах с неподвижным слоем сорбента.

3.1. АБСОРБЦИЯ, ЖИДКОСТНАЯ ЭКСТРАКЦИЯ, ДЕСОРБЦИЯ

Применяемые для абсорбционных и экстракционных процессов массообменные аппараты принято подразделять на две группы: с непрерывным и со ступенчатым контактом фаз. Принципиальные схемы аппаратов обоих типов показаны на рис. 3.1. К аппаратам с *непрерывным контактом фаз* относятся, например, насадочные колонны, роторно-дисковые, вибрационные и пульсационные экстракторы. Основная цель технологического расчета этих аппаратов состоит в определении высоты и поперечного сечения рабочих зон. К аппаратам со *ступенчатым контактом фаз* относятся тарельчатые колонны, смесительно-отстойные экстракторы. Задачей их расчета является определение размеров и числа ступеней.

При рассмотрении методов расчета процессов абсорбции, десорбции и жидкостной экстракции ограничимся простым случаем, когда в массопереносе участвует лишь один из компонентов. Тогда каждую из взаимодействующих фаз можно считать бинарным раствором, состоящим из распределяемого компонента (участвующее в массопереносе вещество)

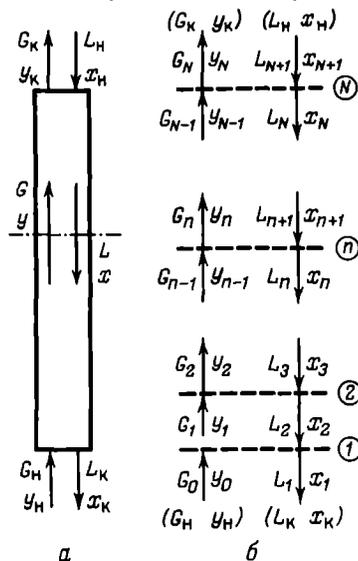


Рис. 3.1. Принципиальные схемы противоточных аппаратов: а — с непрерывным контактом фаз; б — со ступенчатым контактом фаз

Таблица 3.1 Обозначения для составов и расходов фаз

Единицы измерения концентраций распределяемого компонента или расходов фаз	В аппарате	На входе в аппарат				На выходе из аппарата			
		исходная смесь		абсорбент	экстрагент или десорбирующий газ	очищенная смесь		абсорбент	экстрагент или десорбирующий газ
		при абсорбции	при экстракции			при абсорбции	при экстракции или десорбции		
масс. или мол. доли	y, x	Y_{II}	X_{II}	X_{II}	Y_{II}	Y_K	X_K	X_K	Y_K
·кг/м ³ или кмоль/м ³	C_{y, c_x}	$C_{y, II}$	$C_{x, II}$	$C_{x, II}$	$C_{y, II}$	$C_{y, K}$	$C_{x, K}$	$C_{x, K}$	$C_{y, K}$
кг/кг ин. комп. или кмоль/кмоль ин. комп.	Y, X	Y_{II}	X_{II}	X_{II}	Y_{II}	Y_K	X_K	X_K	Y_K
кг/с или кмоль/с	G, L	G_{II}	L_{II}	L_{II}	G_{II}	G_K	L_{II}	L_K	G_K
м ³ /с	V_y, V_x	$V_{y, II}$	$V_{x, II}$	$V_{x, II}$	$V_{y, II}$	$V_{y, K}$	$V_{x, K}$	$V_{x, K}$	$V_{y, K}$
кг ин. комп./с или кмоль ин. комп./с	$G_{ин}, L_{ин}$	$G_{ин}$	$L_{ин}$	$L_{ин}$	$G_{ин}$	$G_{ин}$	$L_{ин}$	$L_{ин}$	$G_{ин}$

и инертного компонента (остальные компоненты данной фазы), для характеристики состава которого достаточно указать концентрацию распределяемого компонента. Обозначения, использованные при различных способах выражения концентраций и расходов фаз, приведены в табл. 3.1.

В качестве исходных данных при расчете абсорбционных и экстракционных процессов обычно заданы начальные составы разделяемой смеси и разделяющего агента (абсорбента, экстрагента или десорбирующего газа), начальный расход исходной смеси, а также конечная концентрация в ней извлекаемого компонента. Значение этой конечной концентрации должно удовлетворять следующим условиям:

при абсорбции

$$y_K > y^*(x_{II}); \quad c_{y, K} > c_y^*(c_{x, II}); \quad Y_K > Y^*(X_{II}); \quad (3.1)$$

при десорбции и экстракции

$$y_K > x^*(y_{II}); \quad c_{x, K} > c_x^*(c_{y, II}); \quad X_K > X^*(Y_{II}). \quad (3.2)$$

Здесь и ниже $y^*()$, $x^*()$, $c_y^*()$, $c_x^*()$, $Y^*()$ или $X^*()$ обозначают (в соответствующих единицах) концентрации распределяемого компонента в фазе, находящейся в равновесии с другой фазой, концентрация распределяемого компонента в которой указана в скобках.

Наиболее важный конечный результат расчета — определение расхода разделяющего агента и основных размеров массообменного аппарата. Решение этой задачи может быть получено методами оптимизации, в простейшем случае — путем сопоставления результатов расчета размеров аппарата и затрат на осуществление процесса при различных расходах абсорбента, экстрагента или десорбирующего газа.

3.1.1. Материальный баланс

Материальный баланс непрерывного процесса абсорбции, десорбции или экстракции в установившихся условиях может быть представлен следующей системой уравнений:

$$\begin{aligned} G_{II}y_{II} + L_{II}x_{II} - G_Ky_K - L_Kx_K &= 0; \\ G_{II}(1 - y_{II}) - G_K(1 - y_K) &= 0; \\ L_{II}(1 - x_{II}) - L_K(1 - x_K) &= 0; \\ L_{II} + G_{II} - L_K - G_K &= 0. \end{aligned} \quad (3.3)$$

В этих уравнениях расходы фаз должны быть массовыми, если концентрации выражены в масс. долях; при выражении составов в мол. долях расходы должны

быть мольными. Если составы фаз характеризуются объемными концентрациями (в кг/м³ или кмоль/м³), система уравнений (3.3) принимает следующий вид:

$$\begin{aligned} V_{y,n}c_{y,n} + V_{x,n}c_{x,n} - V_{y,k}c_{y,k} - V_{x,k}c_{x,k} &= 0; \\ V_{y,n}(\rho_{y,n} - c_{y,n}) - V_{y,k}(\rho_{y,k} - c_{y,k}) &= 0; \\ V_{x,n}(\rho_{x,n} - c_{x,n}) - V_{x,k}(\rho_{x,k} - c_{x,k}) &= 0, \end{aligned} \quad (3.4)$$

где $\rho_{y,n}$ и $\rho_{y,k}$ — соответственно начальная и конечная плотности газовой фазы или экстрагента; $\rho_{x,n}$ и $\rho_{x,k}$ — соответственно начальная и конечная плотности абсорбента, экстрагируемого раствора или жидкости, очищаемой в процессе десорбции.

Составление материальных балансов для процессов с одним распределяемым компонентом упрощается при выражении составов фаз в относительных концентрациях (в кг/кг ин. комп. или кмоль/кмоль ин. комп.) Тогда материальный баланс по распределяемому компоненту принимает вид:

$$G_{ин}(Y_n - Y_k) - L_{ин}(X_k - X_n) = 0, \quad (3.5)$$

где

$$\begin{aligned} G_{ин} &= G_n(1 - y_n) = G_k(1 - y_k) = G_n/(1 + Y_n) = G_k/(1 + Y_k), \\ L_{ин} &= L_n(1 - x_n) = L_k(1 - x_k) = L_n/(1 + X_n) = L_k/(1 + X_k) \end{aligned} \quad (3.6)$$

Полный массовый или мольный поток распределяемого компонента из одной фазы в другую во всем аппарате для процесса абсорбции может быть найден из уравнений:

$$\begin{aligned} M = G_n y_n - G_k y_k = L_k x_k - L_n x_n = G_n - G_k = L_k - L_n = V_{y,n} c_{y,n} - V_{y,k} c_{y,k} = V_{x,k} c_{x,k} - V_{x,n} c_{x,n} = \rho_{y,n} V_{y,n} - \\ - \rho_{y,k} V_{y,k} = \rho_{x,k} V_{x,k} - \rho_{x,n} V_{x,n} = G_{ин}(Y_n - Y_k) = L_{ин}(X_k - X_n) \end{aligned} \quad (3.7)$$

Для десорбции или жидкостной экстракции массовый поток по уравнению (3.7) получают с отрицательным знаком.

Работу массообменного аппарата часто характеризуют степенью извлечения распределяемого компонента. Для абсорбции степень извлечения s может быть определена следующим образом:

$$s = M/(G_n y_n) = M/(V_{y,n} c_{y,n}) = M/(G_{ин} Y_n). \quad (3.8)$$

Аналогичные зависимости для десорбции или экстракции имеют вид:

$$s = M/(L_n x_n) = M/(V_{x,n} c_{x,n}) = M/(L_{ин} X_n). \quad (3.9)$$

Так как конечная концентрация в той фазе, из которой извлекается распределяемый компонент, должна удовлетворять условиям (3.1) или (3.2), то степень извлечения в общем случае ограничена. Если извлекающая фаза (абсорбент, экстрагент или десорбирующий газ) поступает в аппарат с каким-то содержанием распределяемого компонента, отличным от нуля, то степень извлечения не может превышать некоторого предельного значения s_{max} , меньшего единицы. Для абсорбции максимально возможная степень извлечения может быть найдена из уравнения

$$s_{max} = \frac{y_n - y^*(x_n)}{y_n [1 - y^*(x_n)]} = 1 - \frac{Y^*(X_n)}{Y_n} \quad (3.10)$$

Аналогичное уравнение для десорбции или жидкостной экстракции имеет вид:

$$s_{max} = \frac{x_n - x^*(y_n)}{x_n [1 - x^*(y_n)]} = 1 - \frac{X^*(Y_n)}{X_n} \quad (3.11)$$

Кроме уравнений (3.3) — (3.6), характеризующих работу всего аппарата, для любого процесса должны соблюдаться уравнения внутреннего материального баланса, описывающие работу части массообменного аппарата или отдельных его ступеней.

Для аппаратов с непрерывным контактом такие балансовые соотношения обычно составляют на основе модели идеального вытеснения; они представляют собой зависимости между средними составами взаимодействующих фаз в каком-либо сечении аппарата (рис. 3.1, а). Материальные балансы такого рода для распределяемого компонента называют уравнениями рабочих линий. В зависимости от способа выражения составов фаз рабочие линии могут быть описаны одним из следующих уравнений:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_n y_n}{G} - \frac{L_n x_n}{G} = \frac{L}{G} x + \frac{G_n y_n}{G} - \frac{L_n x_n}{G}; \quad (3.12)$$

$$c_y = \frac{V_x c_x}{V_y} + \frac{V_{y,n} c_{y,n}}{V_y} - \frac{V_{x,n} c_{x,n}}{V_y} = \frac{V_x c_x}{V_y} + \frac{V_{y,n} c_{y,n}}{V_y} - \frac{V_{x,n} c_{x,n}}{V_y}; \quad (3.13)$$

$$Y = \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X + Y_n - \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_n = \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X + Y_n - \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_n. \quad (3.14)$$

При выражении составов фаз в относительных концентрациях уравнения рабочих линий линейны. При использовании других концентраций рабочие линии являются прямыми только в том случае, когда в процессе массообмена расходы фаз изменяются мало, т. е. если можно принять:

$$L \approx L_n \approx L_k, \quad G \approx G_n \approx G_k$$

или

$$V_x \approx V_{x,n} \approx V_{x,k}, \quad V_y \approx V_{y,n} \approx V_{y,k}.$$

Если расходы фаз меняются существенно, уравнения (3.12) и (3.13) должны быть дополнены балансовыми соотношениями для инертных компонентов, позволяющими находить расходы фаз внутри аппарата:

$$\begin{aligned} L(1-x) &= L_n(1-x_n) = L_k(1-x_k), \\ G(1-y) &= G_n(1-y_n) = G_k(1-y_k), \end{aligned} \quad (3.15)$$

$$G - L = G_k - L_n = G_n - L_k;$$

$$V_x(\rho_x - c_x) = V_{x,n}(\rho_{x,n} - c_{x,n}) = V_{x,k}(\rho_{x,k} - c_{x,k}), \quad (3.16)$$

$$V_y(\rho_y - c_y) = V_{y,n}(\rho_{y,n} - c_{y,n}) = V_{y,k}(\rho_{y,k} - c_{y,k}),$$

где ρ_x и ρ_y — плотности взаимодействующих фаз в одном сечении аппарата.

Для противоточных аппаратов со ступенчатым контактом фаз (рис. 3.1, б) уравнения рабочих линий связывают концентрацию распределяемого компонента в фазе, выходящей из какой-либо ступени (y_n , $c_{y,n}$ или Y_n), с его концентрацией в другой фазе, поступающей на ту же ступень (x_{n+1} , $c_{x,n+1}$ или X_{n+1}). Эти уравнения могут быть представлены в следующем виде:

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_n y_n}{G_n} - \frac{L_n x_n}{G_n} = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_n y_n}{G_n} - \frac{L_n x_n}{G_n}; \quad (3.17)$$

$$c_{y,n} = \frac{V_{x,n+1}}{V_{y,n}} c_{x,n+1} + \frac{V_{y,n} c_{y,n}}{V_{y,n}} - \frac{V_{x,n} c_{x,n}}{V_{y,n}} = \frac{V_{x,n+1}}{V_{y,n}} c_{x,n+1} + \frac{V_{y,n} c_{y,n}}{V_{y,n}} - \frac{V_{x,n} c_{x,n}}{V_{y,n}}; \quad (3.18)$$

$$Y_n = \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_{n+1} + Y_n - \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_n = \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_{n+1} + Y_n - \frac{L_{nn}}{G_{nn}} X_n, \quad (3.19)$$

где L_{n+1} и G_n — массовые или мольные расходы; $V_{x,n+1}$ и $V_{y,n}$ — объемные расходы фаз, выходящие с соответствующих ступеней.

Уравнения (3.17) — (3.19) справедливы в отсутствие взаимного уноса фаз (структура потоков внутри ступеней может быть произвольной). Если расходы существенно

меняются внутри аппарата, т. е. если L_{n+1} , G_n , $V_{x,n+1}$ и $V_{y,n}$ заметно зависят от номера ступени, то уравнения (3.17) и (3.18) нелинейны и должны быть дополнены уравнениями, аналогичными уравнениям (3.15) и (3.16):

$$\begin{aligned} L_{n+1}(1-x_{n+1}) &= L_n(1-x_n) = L_k(1-x_k), \\ G_n(1-y_n) &= G_n(1-y_n) = G_k(1-y_k), \end{aligned} \quad (3.20)$$

$$\begin{aligned} G_n - L_{n+1} &= G_k - L_k \approx G_n - L_n; \\ V_{x,n+1}(\rho_{x,n+1} - c_{x,n+1}) &= V_{x,n}(\rho_{x,n} - c_{x,n}) = V_{x,k}(\rho_{x,k} - c_{x,k}), \end{aligned} \quad (3.21)$$

$$V_{y,n}(\rho_{y,n} - c_{y,n}) = V_{y,n}(\rho_{y,n} - c_{y,n}) = V_{y,k}(\rho_{y,k} - c_{y,k}),$$

где $\rho_{x,n+1}$ и $\rho_{y,n}$ — плотности фаз, выходящих из соответствующей ступени.

3.1.2. Расчет числа теоретических ступеней

Расчет любого массообменного процесса обычно начинают с определения числа теоретических ступеней N_T , которому должен быть эквивалентен аппарат, требующийся для его осуществления. Определение N_T основывается на предположении, что процесс проводится в аппарате со ступенчатым контактом фаз, каждая из ступеней которого является теоретической. Тогда из каждой ступени должны выходить фазы, находящиеся в равновесии. Для процессов с одним распределяемым компонентом, протекающих в изотермических условиях (изменением давления внутри аппарата при расчете массообменных процессов обычно пренебрегают), условие равновесия выходящих из каждой ступени фаз может быть представлено в виде уравнений

$$y_n = y^*(x_n); \quad c_{y,n} = c_y^*(c_{x,n}); \quad Y_n = Y^*(X_n). \quad (3.22)$$

Расчет числа теоретических ступеней проводят с помощью одного из уравнений (3.22), в зависимости от вида используемых концентраций, и уравнений (3.17) — (3.21), которые должны соблюдаться для всех ступеней (т. е. для каждого n). Возможная схема расчета показана на рис. 3.2. Расчет начинают с того, что из исходных данных, включающих начальные расходы и составы фаз и конечную концентрацию распределяемого компонента в той фазе, из которой его извлекают, на основе материального баланса процесса определяют конечный состав другой фазы и конечные расходы обеих фаз. Далее, последовательно, от ступени к ступени, определяют составы фаз, выходящих со всех ступеней. Концентрации в газовой фазе (при абсорбции или десорбции) или в экстрагенте (при экстракции) находят из уравнения (3.22), а состав другой фазы — из уравнений (3.17) — (3.21). Расчет продолжают до тех пор, пока концентрация y_n не станет меньше y_k (при абсорбции) или, наоборот, не превысит y_k (при десорбции и экстракции). Номер ступени, при которой это условие удовлетворяется, равен числу теоретических ступеней N_T , при котором может быть обеспечена заданная степень извлечения распределяемого компонента. Если составы фаз выражают в $\text{кг}/\text{м}^3$ или $\text{кмоль}/\text{м}^3$, то необходимы данные по плотностям фаз, которые требуются для определения расходов на всех ступенях из уравнений (3.21), если в процессе массообмена происходит существенное изменение объемов фаз. Алгоритм расчета, показанный на рис. 3.2, часто выполняют графически, строя ступенчатую линию между рабочей линией и линией равновесия [1].

Пример 1. Извлечение брома из водного раствора, содержащего 1% (масс.) брома, производят экстракцией тетрахлоридом углерода. Определить, какому числу теоретических ступеней должен быть эквивалентен аппарат для извлечения 95% брома. Расход водного раствора 15 кг/с, экстрагента 1,2 кг/с. На входе в экстрактор тетрахлорид углерода не содержит брома. Взаимной растворимостью воды и экстрагента пренебречь. Температура 25 °С.

Материальный баланс процесса. Из уравнений (3.7) и (3.9) следует:

$$M = sL_n x_n = 0,95 \cdot 15 \cdot 0,01 = 0,1425 \text{ кг/с};$$

$$L_k = L_n - M = 15 - 0,1425 = 14,86 \text{ кг/с};$$

$$G_k = G_n + M = 1,2 + 0,1425 = 1,3425 \text{ кг/с};$$

$$x_k = (L_n x_n - M) / L_k = (15 \cdot 0,01 - 0,1425) / 14,86 = 0,000505 \text{ масс. доли};$$

$$y_k = (M + G_n y_n) / G_k = 0,1425 / 1,3425 = 0,1061 \text{ масс. доли}.$$

Равновесие между фазами. Имеются следующие экспериментальные данные по равновесному распределению брома между водой и тетрахлоридом углерода при 25 °С [2]:

Содержание брома, % (масс.):

в воде	0,244	0,472	0,566	0,661	0,774
в CCl ₄	4,31	8,55	10,87	12,43	14,51

Расчет числа теоретических ступеней. Начиная отсчет ступеней (в соответствии с рис. 3.1, б) от входа экстрагента, для первой теоретической ступени получим значения

$$x_1 = x_k = 0,000505 \text{ масс. доли}; \quad y_1 = y^*(x_1) = 0,00892 \text{ масс. доли}.$$

найденные интерполяцией из приведенных в табличном виде равновесных данных.

Из уравнений (3.20) находим расход экстрагента, уходящего с первой ступени на вторую, и расход водного раствора, поступающего на первую ступень со второй:

$$G_1 = G_n (1 - y_n) / (1 - y_1) = 1,2 / (1 - 0,00892) = 1,211 \text{ кг/с}; \quad L_2 = G_1 - G_n + L_k = 1,211 - 1,2 + 14,86 = 14,87 \text{ кг/с}.$$

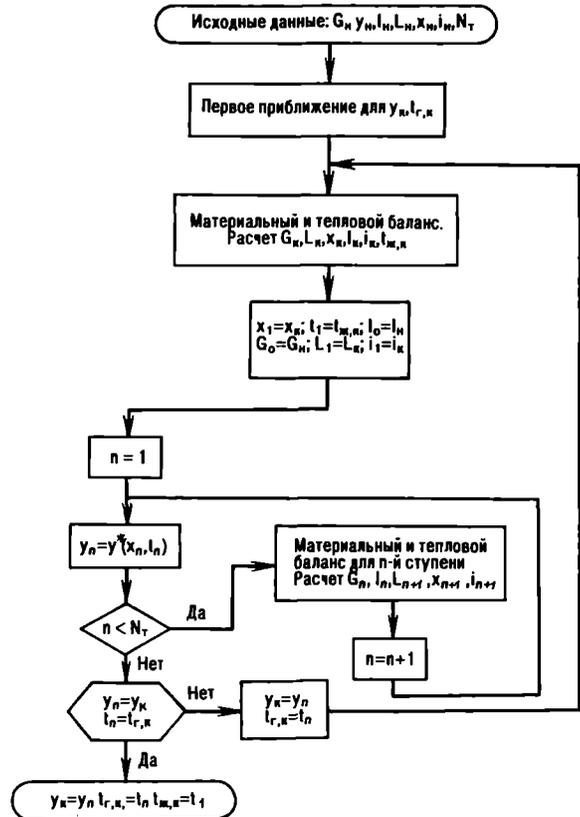
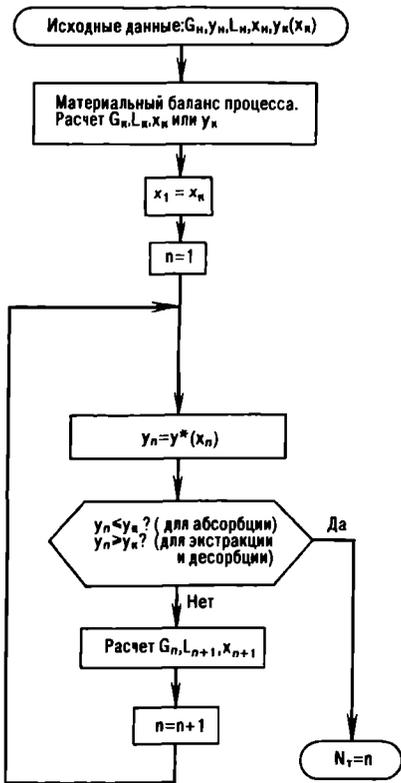


Рис. 3.2. Алгоритм расчета числа теоретических ступеней для изотермических процессов

Рис. 3.3. Схема расчета процесса неизотермической абсорбции

Теперь с помощью уравнения (3.17) определим содержание брома в воде, поступающей на первую ступень:

$$x_2 = \frac{G_1}{L_2} y_1 + x_k - \frac{G_n}{L_2} y_n = \frac{1,211}{14,86} \cdot 0,00892 + 0,000505 - 0 = 0,001232 \text{ масс. доли.}$$

Аналогичным образом продолжаем расчет для второй, третьей и последующих ступеней. Результаты этих расчетов приведены ниже (концентрации в масс. долях, расходы в кг/с)

$$\begin{array}{llll} y_2 = 0,02176, & G_2 = 1,227; & L_3 = 14,88, & x_3 = 0,002299; \\ y_3 = 0,04061, & G_3 = 1,251, & L_4 = 14,90, & x_4 = 0,003915; \\ y_4 = 0,07053, & G_4 = 1,291, & L_5 = 14,94, & x_5 = 0,006599. \\ y_5 = 0,1241, & & & \end{array}$$

Как видим, концентрация брома в экстрагенте, выходящем с 5-й ступени, превышает его конечную концентрацию. Следовательно, для данного процесса требуется аппарат, эквивалентный приблизительно пяти теоретическим ступеням.

В частном случае, когда линия равновесия может быть аппроксимирована прямой и когда расходы фаз мало меняются ($L_n \approx L_k = L$, $G_n \approx G_k = G$, $V_{x,n} \approx V_{x,k} = V_x$, $V_{y,n} \approx V_{y,k} = V_y$), или когда для характеристики составов используют относительные концентрации, число теоретических ступеней может быть рассчитано аналитически:

$$N_T = \frac{\ln \frac{y_k - mx_k - m_0}{y_n - mx_n - m_0}}{\ln (mG/L)} = \frac{\ln \frac{c_{y,k} - mc_{x,k} - m_0}{c_{y,n} - mc_{x,n} - m_0}}{\ln (mV_y/V_x)} = \frac{\ln \frac{Y_k - mX_k - m_0}{Y_n - mX_n - m_0}}{\ln (mG_{nn}/L_{nn})}, \quad (3.23)$$

где m и m_0 — параметры линейной аппроксимации равновесной кривой:

$$y = mx + m_0 \text{ или } c_y = mc_x + m_0 \text{ или } Y = mX + m_0. \quad (3.24)$$

Уравнение (3.23) неудобно использовать в тех случаях, когда факторы массопередачи mG/L или mV_y/V_x близки к единице. При факторе массопередачи, равном единице, число теоретических ступеней можно найти с помощью уравнений

$$\begin{aligned} N_T &= \frac{y_n - y_k}{y_n - mx_k - m_0} = \frac{y_n - y_k}{y_k - mx_n - m_0} = \frac{c_{y,n} - c_{y,k}}{c_{y,n} - mc_{x,k} - m_0} = \\ &= \frac{c_{y,n} - c_{y,k}}{c_{y,k} - mc_{x,n} - m_0} = \frac{Y_n - Y_k}{Y_n - mX_k - m_0} = \frac{Y_n - Y_k}{Y_k - mX_n - m_0}. \end{aligned} \quad (3.23a)$$

Пример 2. Очистку водорода от CO_2 производят абсорбцией под давлением 2 МПа водой, содержащей 0,001 % (мол.) CO_2 (см. примеры 4 и 5). Из абсорбера выходит 4,44 кмоль/с раствора, содержащего $9,14 \cdot 10^{-5}$ мол. доли диоксида углерода. Выделение поглощенного CO_2 проводят десорбцией за счет дросселирования до давления 1 ат ($9,81 \cdot 10^4$ Па) с последующей продувкой воздухом. Считая, что дросселирование протекает в равновесных условиях, определить, до какого значения уменьшится содержание CO_2 после дросселирования и при каком расходе воздуха (содержащего 0,05 % (мол.) CO_2) концентрация диоксида углерода в воде может быть снижена до 0,001 % (мол.) в аппарате, эквивалентном одной теоретической ступени. Принять, что обе стадии десорбции протекают при 25 °С. Испарением воды и растворимостью воздуха пренебречь.

Концентрация CO_2 после дросселирования. Константа Генри для диоксида углерода при 25 °С равна $1,65 \cdot 10^8$ Па [3]. Следовательно, при давлении 1 ат равновесное распределение CO_2 может быть описано (при выражении концентрации в мол. долях) в виде уравнения

$$y^* = 1,65 \cdot 10^8 x / 9,81 \cdot 10^4 = 1682 x.$$

Если пренебречь летучестью воды, то концентрация диоксида углерода в выделяющемся при дросселировании газе должна быть равна единице и, следовательно, концентрация CO_2 в воде после дросселирования составит

$$x = 1/1682 = 5,94 \cdot 10^{-4} \text{ мол. доли.}$$

Расход воздуха на второй стадии десорбции. Поскольку концентрация CO_2 в жидкой фазе очень мала, изменением расхода жидкости в процессе десорбции можно пренебречь. Тогда материальный баланс процесса может быть представлен на основе уравне-

ний (3.3) в следующем виде:

$$G_n y_n - G_k y_k = L(x_k - x_n); \quad G_k = G_n(1 - y_n)/(1 - y_k).$$

Подставив второе уравнение в первое и решив его относительно начального расхода газа, получим:

$$G_n = L(x_n - x_k)(1 - y_k)/(y_k - y_n).$$

Начальная концентрация CO_2 в воде в данном случае равна $x_n = 5,94 \cdot 10^{-4}$ мол. доли, конечная $x_k = 10^{-5}$ мол. доли. Так как аппарат эквивалентен одной теоретической ступени, то конечные составы фаз должны находиться в равновесии и, следовательно, $y_k = 1682x_k = 0,01682$ мол. доли. Подставляя эти значения, найдем требуемый расход воздуха:

$$G_n = 4,44(5,94 \cdot 10^{-4} - 10^{-5})(1 - 0,01682)/(0,01682 - 5 \cdot 10^{-4}) = 0,156 \text{ кмоль/с.}$$

Расчет числа теоретических ступеней для неизотермических процессов является гораздо более сложной задачей, так как для каждой ступени необходимо найти температуру выходящих из нее фаз (которая должна быть для них одинаковой). Для определения температур систему уравнений материального баланса (3.3) — (3.6) и (3.12) — (3.21) необходимо дополнить уравнениями теплового баланса для всего аппарата и для одной ступени:

$$G_n I_n + L i_n - G_k I_k - L i_k = 0; \quad (3.25)$$

$$G_{n-1} I_{n-1} + L_{n+1} i_{n+1} - G_n I_n - L_n i_n = 0, \quad (3.26)$$

где I_n, I_k, i_n, i_k — начальные и конечные удельные энтальпии соответствующих фаз (см. рис. 3.1, б); $I_n, I_{n-1}, i_n, i_{n+1}$ — энтальпия фаз на выходе из ступени, номер которой указывается индексом. В тех случаях, когда существенным является теплообмен с окружающей средой, при отводе тепла каким-либо хладагентом (в процессах абсорбции) или подводе его (при десорбции), в уравнении (3.25) и (3.26) необходимо добавить члены, характеризующие соответствующие тепловые потоки.

При расчете неизотермических процессов кроме параметров, характеризующих входные потоки, в качестве исходных данных обычно задаются числом теоретических ступеней. Повторение расчетов при различном соотношении расходов фаз и числе теоретических ступеней позволяет найти условия, при которых могут быть получены определенные конечные составы. Возможная схема расчета для неизотермической абсорбции показана на рис. 3.3. В соответствии с этой схемой сначала задаются составом и температурой газа на выходе из абсорбера. Затем из материального и теплового балансов для всего процесса определяют конечные расходы фаз, температуру и состав выходящей из абсорбера жидкости. После этого проводят последовательный расчет расходов, составов и температур для всех ступеней. Полученные в результате расчета значения температуры и концентрации в газе на последней ступени сопоставляют с величинами y_k и $t_{r,k}$, которыми задавались в начале расчета. При значительном расхождении расчет повторяют. В схеме расчета, приведенной на рис. 3.3, использован метод простых итераций: за новые значения конечной концентрации и температуры газа принимают значения, полученные в предыдущей итерации.

Пример 3. Абсорбцию паров *n*-гексана из смеси с метаном предполагается проводить парафинистым поглотительным маслом, содержащим 1 % (мол.) гексана. Концентрация гексана в исходной смеси 18 % (мол.), ее расход 0,1 кмоль/с, температура 25 °С. Определить степень извлечения гексана в абсорбере, эквивалентном двум теоретическим ступеням, при расходе поглотительного масла 0,07 кмоль/с. Принять, что процесс абсорбции протекает при нормальном давлении в адиабатических условиях. Начальная температура абсорбента 25 °С, его теплоемкость 300 кДж/(кмоль·К). Летучестью масла и растворимостью в нем метана пренебречь.

Равновесие между фазами. Растворы *n*-гексана в парафинистом масле можно считать идеальными, подчиняющимися закону Рауля. Зависимость давления насыщенного пара *n*-гексана от температуры характеризуется следующим интерполяционным уравнением [5]

$$\ln P^0 = 15,8366 - 2697,55/(T - 48,78),$$

где P^0 — давление насыщенного пара; мм рт. ст.; T — температура, К.

Следовательно, равновесное распределение гексана между поглотительным маслом и метаном при выражении его концентраций в мол. долях можно описать зависимостью

$$y^* = \frac{p^0}{p} x = \frac{x}{760} \exp \left(15,8366 - \frac{2697,55}{T - 48,78} \right)$$

или

$$y^* = 9930x \exp \left(-\frac{2697,55}{224,37 + t} \right);$$

где t — температура, °С.

Мольные энтальпии газа и жидкости. Для некоторого упрощения расчетов пренебрежем влиянием температуры на теплоемкость компонентов и теплоту испарения гексана и используем в расчетах значения этих параметров при 30 °С.

При этой температуре теплоемкость газообразного метана равна 2,24 кДж/(кг·К), жидкого гексана 2,27 кДж/(кг·К), теплота испарения гексана 362,5 кДж/кг [6]. Так как молекулярные массы метана и гексана равны соответственно 16,04 и 86,18, то их мольные теплоемкости равны $2,24 \cdot 16,04 = 35,9$ кДж/(кмоль·К) и $2,27 \cdot 86,18 = 196$ кДж/(кмоль·К). Мольная теплота испарения гексана равна $362,5 \cdot 86,18 = 31200$ кДж/моль. С помощью этих данных, принимая за стандартное состояние для гексана и абсорбента их состояние в жидком виде при 0 °С, а для метана — его состояние в газообразном виде при 0 °С, можно рассчитать мольные энтальпии жидкости и газа (i и I) по следующим уравнениям:

$$i = [196x + 300(1-x)]t;$$

$$I = [196y + 35,9(1-y)]t + 31200y.$$

В соответствии с этими уравнениями начальные энтальпии абсорбента и исходного газа равны:

$$i_n = [196 \cdot 0,01 + 300(1 - 0,01)]25 = 7470 \text{ кДж/кмоль};$$

$$I_n = [196 \cdot 0,18 + 35,9(1 - 0,18)]25 + 31200 \cdot 0,18 = 7230 \text{ кДж/кмоль}.$$

Материальный и тепловой балансы процессов. Температура газа, выходящего из противоточного абсорбера, обычно на несколько градусов выше начальной температуры абсорбента. Примем в качестве первого приближения конечную температуру газа равной 27 °С, а степень извлечения гексана — 95 %. Тогда из уравнений (3.8), (3.7) и (3.3) находим:

$$M = sG_n y_n = 0,95 \cdot 0,1 \cdot 0,18 = 0,0171 \text{ кмоль/с};$$

$$G_k = G_n - M = 0,1 - 0,0171 = 0,0829 \text{ кмоль/с};$$

$$L_k = L_n + M = 0,07 + 0,0171 = 0,0871 \text{ кмоль/с};$$

$$x_k = \frac{L_k - L_n(1 - x_n)}{L_n} = \frac{0,0871 - 0,07(1 - 0,01)}{0,0871} = 0,2044 \text{ мол. доли};$$

$$y_k = \frac{G_k - G_n(1 - y_n)}{G_k} = \frac{0,0829 - 0,1(1 - 0,18)}{0,0829} = 0,01086 \text{ мол. доли}.$$

Уравнение (3.25) позволяет определить конечные энтальпию и температуру жидкости:

$$I_k = [196y_k + 35,9(1 - y_k)]t_k + 31200y_k = [196 \cdot 0,01086 + 35,9(1 - 0,01086)]27 + 31200 \cdot 0,01086 = 1360 \text{ кДж/кмоль};$$

$$i_k = \frac{G_n I_n + L_n i_n - G_k I_k}{L_k} = \frac{0,1 \cdot 7230 + 0,07 \cdot 7470 - 0,0829 \cdot 1360}{0,0871} = 13010 \text{ кДж/кмоль};$$

$$t_{ж,к} = \frac{i_k}{196x_k + 300(1 - x_k)} = \frac{13010}{196 \cdot 0,2046 + 300(1 - 0,2046)} = 46,7 \text{ °С}.$$

Расчет концентраций, расходов и температур для всех ступеней. Начинаем с первой ступени ($n=1$). Из предыдущих расчетов имеем:

$$x_1 = x_n = 0,2046 \text{ мол. доли}; \quad t_1 = t_{ж,к} = 46,7 \text{ °С};$$

$$I_0 = I_n = 7230 \text{ кДж/кмоль}; \quad G_0 = G_n = 0,1 \text{ кмоль/с};$$

$$L_1 = L_k = 0,0871 \text{ кмоль/с}; \quad i_1 = i_n = 13010 \text{ кДж/кмоль}.$$

Полученное выше уравнение равновесия позволяет определить концентрацию гексана в газе, уходящем с первой ступени:

$$y_1 = y^*(x_1, t_1) = 9930x_1 \exp\left(-\frac{2697,55}{224,37 + t_1}\right) = 9930 \cdot 0,2046 \exp\left(-\frac{2697,55}{224,37 + 46,7}\right) = 0,0968 \text{ мол. доли.}$$

Расход газа, уходящего с первой ступени, а также расход и состав жидкости, поступающей на первую ступень со второй, находим с помощью уравнений (3.20):

$$G_1 = G_n(1 - y_n)/(1 - y_1) = 0,1(1 - 0,18)/(1 - 0,0968) = 0,0908 \text{ кмоль/с;}$$

$$L_2 = G_1 - G_n + L_k = 0,0908 - 0,1 + 0,0871 = 0,0779 \text{ кмоль/с;}$$

$$x_2 = 1 - L_n(1 - x_n)/L_2 = 1 - 0,07(1 - 0,01)/0,0779 = 0,110 \text{ мол. доли.}$$

Из теплового баланса для первой ступени можно определить температуру поступающей на нее жидкости:

$$I_1 = [196y_1 + 35,9(1 - y_1)]t_1 + 31200y_1 = [196 \cdot 0,0968 + 35,9(1 - 0,0968)]46,7 + 31200 \cdot 0,0968 = 5420 \text{ кДж/моль;}$$

$$i_2 = \frac{G_1I + L_1i_1 - G_0I_0}{L_2} = \frac{0,0908 \cdot 5420 + 0,0871 \cdot 13\,010 - 0,1 \cdot 7230}{0,0779} = 11\,600 \text{ кДж/кмоль;}$$

$$t_2 = \frac{i_2}{196x_2 + 300(1 - x_2)} = \frac{11\,600}{196 \cdot 0,110 + 300(1 - 0,110)} = 40,2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

В соответствии с алгоритмом, показанным на рис. 3.3 для последней (в данном случае второй) ступени, достаточно определить состав выходящего из нее газа:

$$y_2 = y^*(x_2, t_2) = 9930 \cdot 0,110 \exp\left(-\frac{2697,55}{224,37 + 40,2}\right) = 0,0408 \text{ мол. доли.}$$

Как видим, полученные значения конечной концентрации и температуры ($y_2 = 0,0408$ мол. доли, $t_2 = 40,2$ °C) значительно отличаются от тех, которыми задавались в начале расчета ($y_k = 0,01086$ мол. доли, $t_{r,k} = 27$ °C). Повторяя расчет и используя в качестве исходных данных конечные концентрации и температуры газа, найденные в предыдущем приближении, после нескольких итераций получим окончательные результаты, приведенные ниже (расчет был закончен, когда концентрация в газе совпала с точностью до 0,0001 мол. доли, а температура — с точностью до 0,05 °C):

$$s = 0,885; \quad y_k = 0,0245 \text{ мол. доли;}$$

$$t_k = 35,1 \text{ }^\circ\text{C;} \quad L_1 = 0,0859 \text{ кмоль/с;}$$

$$x_1 = 0,194 \text{ мол. доли;} \quad i_1 = 12400 \text{ кДж/кмоль;}$$

$$t_1 = 44,3 \text{ }^\circ\text{C;} \quad y_1 = 0,0838 \text{ мол. доли;}$$

$$G_1 = 0,0895 \text{ кмоль/с;} \quad x_2 = 0,0813 \text{ мол. доли;}$$

$$I_1 = 4800 \text{ кДж/кмоль;} \quad i_2 = 10200 \text{ кДж/кмоль;}$$

$$t_2 = 35,05 \text{ }^\circ\text{C;} \quad y_2 = 0,0246 \text{ мол. доли.}$$

Следовательно, при проведении данного процесса в аппарате, эквивалентном двум теоретическим ступеням, степень извлечения гексана составит 88,5 %; при этом поглотительное масло нагреется в процессе абсорбции до 44,3 °C, а газ — до 35,1 °C.

3.1.3. Расход абсорбента, экстрагента, десорбирующего газа

В тех случаях, когда целью процесса является получение раствора с заданной концентрацией извлекаемого из исходной смеси вещества, расход экстрагента или абсорбента определяется материальным балансом. Если же основная цель заключается в разделении или очистке исходной смеси, и конечная концентрация в абсорбенте,

экстрагенте или десорбирующем газе не фиксирована какими-либо внешними условиями (например, возможностями стадии регенерации), то процесс может осуществляться при различных расходах разделяющего агента. Этот расход, однако, не может быть меньше некоторого минимального значения, обусловленного тем, что конечная концентрация в абсорбенте, экстрагенте или десорбирующем газе не может превышать некоторых предельных значений. Если использовать обозначения, приведенные в табл. 3.1, эти предельные концентрации для противоточных аппаратов должны удовлетворять следующим условиям:

при абсорбции

$$x_k < x^*(y_k); \quad c_{x,k} < c_x^*(c_{y,k}); \quad X_k < X^*(Y_k); \quad (3.27)$$

при экстракции и десорбции

$$y_k < y^*(x_k); \quad c_{y,k} < c_y^*(c_{x,k}); \quad Y_k < Y^*(X_k), \quad (3.28)$$

Максимально возможные концентрации, определяемые неравенствами (3.27) и (3.28), позволяют по уравнениям материального баланса найти минимальный расход абсорбента, экстрагента или десорбирующего газа. Эти минимальные расходы определяют область поиска оптимальных расходов методами оптимизации на основе какой-либо целевой функции, например по минимуму затрат на проведение всего процесса с учетом вспомогательных стадий (например, стадии регенерации абсорбента или экстрагента).

Для ориентировочного выбора оптимального расхода абсорбента можно использовать правило, в соответствии с которым произведение тангенса угла наклона линии равновесия (по отношению к положительному направлению оси, на которой отложен состав жидкой фазы) на отношение расхода газа к расходу жидкости на «бедном» конце колонны (т. е. там, где концентрации в обеих фазах минимальны) должно быть близко к 0,7 [7]. Для десорбции это значение должно быть около 1,4. Такое же значение можно принять в качестве ориентировочного оптимума и для экстракции.

Пример 4. Определить минимальный расход воды для процесса абсорбции CO_2 из смеси с водородом под давлением 2 МПа при степени извлечения 90 %. Расход исходной смеси, содержащей 1 % (мол.) CO_2 , равен 0,9 м³/с (в пересчете на нормальные условия). Принять, что абсорбция протекает при 25 °С. Вода, поступающая на абсорбцию, содержит 0,001 % (мол.) диоксида углерода. Растворимостью водорода в воде пренебречь.

Равновесие между фазами. Так как константа Генри для CO_2 при 25 °С равна $1,65 \cdot 10^6$ Па (см. пример 2), то при выражении концентраций в мол. долях равновесие можно описать уравнением

$$y^* = 1,65 \cdot 10^6 x / (2 \cdot 10^6) = 82,5x.$$

Максимально возможная концентрация CO_2 в воде. В соответствии с неравенством (3.27), теоретически максимальная концентрация диоксида углерода в воде, которая может быть получена в данных условиях, равна:

$$x_{k \max} = x^*(y_k) = y_k / 82,5 = 0,01 / 82,5 = 1,21 \cdot 10^{-4} \text{ мол. доли.}$$

Минимальный расход воды. Как следует из уравнения (3.8), при заданной степени извлечения количество поглощенного водой CO_2 составит:

$$M = s G_H y_k = s V_{y,k} y_k / 22,4 = 0,9 \cdot 0,9 \cdot 0,01 / 22,4 = 3,616 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/с.}$$

Подставив выражение для M из уравнения (3.7) в уравнение (3.3), при $x_k = x_{k \max}$ получим:

$$L_{\min} = M(1 - x_{k \max}) / (x_{k \max} - x_n) = 3,616 \cdot 10^{-4} (1 - 1,21 \cdot 10^{-4}) / (1,21 \cdot 10^{-4} - 10^{-5}) = 3,257 \text{ кмоль/с.}$$

3.1.4. Выбор диаметра противоточных колонн

Площадь поперечного сечения противоточных аппаратов прежде всего должна быть такой, чтобы скорости фаз не превышали значений, при которых происходит нарушение противоточного движения — захлебывание аппарата. Методы расчета предельных

скоростей, скоростей захлебывания различаются для аппаратов, в которых контактируют газ с жидкостью, и для аппаратов, в которых взаимодействуют две жидкие фазы. В абсорбционных или десорбционных аппаратах предельная производительность обычно характеризуется минимальной фиктивной скоростью газа, выше которой при определенном соотношении расходов фаз наблюдается нарушение противотока. В экстракционных колоннах режим захлебывания определяется по предельному значению суммарной фиктивной скорости обеих фаз. Примеры расчета предельных нагрузок приведены в гл. 5—7. Предельные скорости фаз позволяют найти минимально допустимые при заданной производительности площади поперечного сечения аппаратов, и, следовательно, минимально требуемые диаметры для колонн круглого сечения. Диаметр колонн, больший минимального, следует выбирать с учетом требований действующих стандартов таким, чтобы колонна работала при скоростях фаз, близких к оптимальным. Так, для тарельчатых колонн диапазон эффективной работы тарелок обычно характеризуется величиной F -фактора, равного произведению фиктивной скорости газовой фазы на квадратный корень из плотности газа $\omega_y \sqrt{\rho_y}$. Для колпачковых тарелок, например, рекомендуется [8], чтобы значение F -фактора находилось в пределах $0,48 < \omega_y \sqrt{\rho_y} < 2,8$ (при выражении скорости, отнесенной к полному сечению колонны, в м/с, плотности — в кг/м³).

При выборе диаметра колонны следует также учитывать возможность изменения нагрузок. В вакуумных колоннах наиболее важным фактором, определяющим площадь поперечного сечения, является допустимое значение гидравлического сопротивления. В большинстве случаев задача определения диаметра колонны не имеет однозначного решения. В зависимости от размеров внутренних устройств и режима работы аппарата могут изменяться диаметры колонн для проведения того или иного процесса. Так, на диаметр колонны влияет выбор размера насадки, расстояния между тарелками в тарельчатых колоннах, размера и частоты вращения ротора в роторно-дисковых экстракторах, частоты и амплитуды вибраций в вибрационных колоннах. Поэтому задача определения диаметра аппарата является комплексной оптимизационной задачей, в процессе решения которой ищут не только оптимальный диаметр, но и по возможности наилучший вариант внутреннего устройства и режима работы.

3.1.5. Расчет высоты аппаратов с непрерывным контактом фаз

Известны два основных метода расчета высоты рабочей зоны аппаратов с непрерывным контактом фаз. Первый основан на определении числа теоретических ступеней, необходимого для осуществления процесса. В соответствии с этим методом рабочую высоту аппарата определяют по уравнению

$$H = N_t(\text{ВЭТС}), \quad (3.29)$$

где ВЭТС — высота, эквивалентная теоретической ступени, определяемая по опытным данным или из эмпирических уравнений; например, для газожидкостных насадочных колонн применимо уравнение [9]

$$\text{ВЭТС} = 70 \left(\frac{\rho_y \omega_y}{d_n \mu_x} \right)^{-0,5} \quad (3.30)$$

где d_n — размер насадки, μ_x — вязкость жидкой фазы.

Более точен второй метод, базирующийся на применении основного уравнения массопередачи [1]. Однако для применения этого метода требуется значительно большее число разнообразных данных. Высоту аппарата в этом случае обычно определяют из уравнения

$$H = H_{0y} n_{0y} = H_{0x} n_{0x}. \quad (3.31)$$

Входящие в это уравнение общие числа единиц переноса n_{0y} или n_{0x} , как правило, рассчитывают на основе модели идеального вытеснения, а общие высоты единиц

переноса H_{oy} или H_{ox} — либо на основе модели идеального вытеснения, либо с поправками, учитывающими степень продольного перемешивания, чаще всего на основе диффузионной модели. В первом случае используемые для определения высот единиц переноса данные должны быть получены при исследовании аппаратов близких размеров также на основе модели идеального вытеснения, а во втором — необходимы данные, характеризующие продольное перемешивание.

Уравнение (3.31) является достаточно строгим лишь при малых концентрациях распределяемого компонента. В этом случае

$$n_{oy} = \int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*(x)}; \quad n_{ox} = \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^*(y) - x}. \quad (3.32)$$

Эти выражения в одинаковой степени применимы к абсорбции, десорбции и экстракции. Второй индекс у чисел и высот единиц переноса указывает фазу, по которой их рассчитывают. Следует проводить расчет этих величин по той фазе, в которой сосредоточено большее сопротивление массопереносу. В частном случае, если равновесная зависимость линейна, а расходы фаз можно считать постоянными, вычисление интегралов приводит к следующим выражениям:

$$n_{oy} = \frac{1}{mG/L - 1} \ln \frac{y_n - mx_n - m_0}{y_n - mx_k - m_0}, \quad \frac{mG}{L} \neq 1;$$

$$n_{oy} = \frac{y_k - y_n}{y_k - mx_n - m_0} = \frac{y_n - y_k}{y_n - mx_k - m_0}, \quad \frac{mG}{L} = 1; \quad (3.33)$$

$$n_{ox} = mGn_{oy}/L,$$

где m и m_0 — параметры уравнения равновесия (3.24).

Расчет общих высот единиц переноса зависит от того, какие данные имеются для характеристики скоростей массопереноса в проектируемом аппарате. В тех случаях, когда можно использовать данные или эмпирические уравнения для частных (фазовых) высот единиц переноса h_y или h_x , общие высоты единиц переноса рассчитывают по уравнениям

$$H_{oy} = h_y + mGh_x/L;$$

$$H_{ox} = h_x + Lh_y/mG. \quad (3.34)$$

Пример применения такой методики определения высот единиц переноса приведен в гл. 6.

Если же возможно рассчитать отдельно коэффициенты массоотдачи и удельную поверхность контакта фаз, то величины H_{oy} или H_{ox} можно определить из выражений

$$H_{oy} = G/(K_y a S); \quad H_{ox} = L/(K_x a S), \quad (3.35)$$

в которых коэффициенты массопередачи K_y или K_x определяют по правилу аддитивности диффузионных сопротивлений:

$$1/K_y = 1/\beta_y + m/\beta_x; \quad 1/K_x = 1/\beta_x + 1/m\beta_y. \quad (3.36)$$

Следует отметить, что уравнения (3.32) — (3.35) представлены в виде, когда составы фаз выражены в мольных или массовых долях. Эти уравнения используют и при выражении составов в других единицах. Например, часто применяют объемные концентрации в $\text{кг}/\text{м}^3$ или $\text{кмоль}/\text{м}^3$. В этом случае мольные или массовые расходы в уравнениях (3.33), (3.34) и (3.35) должны быть заменены объемными расходами фаз. Коэффициенты массоотдачи, как правило, рассчитывают в м/с, что подразумевает использование объемных концентраций. Пересчет к другим способам выражения составов может быть сделан с помощью соотношений, приведенных в табл. 3.2. Эти соотношения являются приближенными; они тем точнее, чем меньше концентрация

Таблица 3.2. Соотношения между коэффициентами массоотдачи при различных единицах измерения движущей силы и потока распределяемого компонента

Единицы измерения движущей силы	Единицы измерения потока распределяемого компонента	
	кг/с	кмоль/с
кг/м ³	$\beta, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кг/м}^3) \text{ или м/с}$	$\frac{\beta}{M}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кг/м}^3)$
кмоль/м ³	$\beta M, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кмоль/м}^3)$	$\beta, \text{м/с}$
масс. доля	$\beta \rho, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{масс. доля}}$	$\frac{\beta \rho}{M}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{масс. доля}}$
мол. доля	$\frac{\beta \rho M}{M_{\text{ср}}}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол. доля}}$	$\frac{\beta \rho}{M_{\text{ср}}}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол. доля}}$
$\frac{\text{кг}}{\text{кг ин. комп.}}$	$\beta (\rho - c), \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кг/кг ин. комп.})$	$\frac{\beta (\rho - c)}{M}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кг/кг ин. комп.})$
$\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль ин. комп.}}$	$\frac{\beta (\rho - c) M}{M_{\text{ин}}}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кмоль/кмоль ин. комп.})$	$\frac{\beta (\rho - c)}{M_{\text{ин}}}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} (\text{кмоль/кмоль ин. комп.})$
Па (парциальное давление)	$\frac{\beta \rho M}{\rho M_{\text{ср}}}, \frac{\text{кг}^2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \text{ или с/м}$	$\frac{\beta \rho}{\rho M_{\text{ср}}}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}$

Примечание. $M, M_{\text{ин}}$ и $M_{\text{ср}}$ — молекулярные массы соответственно распределяемого компонента, инертного компонента и средняя для среды, в которой протекает массоперенос; ρ — плотность этой среды; c — концентрация распределяемого компонента в ней, кг/м³; p — давление.

распределяемого компонента. Вообще применение уравнений (3.32) — (3.35) к процессам с высокими концентрациями распределяемого компонента некорректно, в частности из-за зависимости коэффициентов массоотдачи от концентрации. Учет влияния концентрации на коэффициенты массопереноса приводит к более сложным выражениям для общих чисел и высот единиц переноса [7]. В общем случае рабочую высоту колонны следует находить из уравнения

$$N \approx \int_{y_k}^{y_g} \frac{G dy}{K_y a S (1-y) [y-y^*(x)]} = \int_{x_n}^{x_s} \frac{L dx}{K_x a S (1-x) [x^*(y)-x]} \quad (3.37)$$

При вычислении интегралов могут быть учтены и изменение расходов фаз, и зависимость коэффициентов массопереноса от концентраций.

Методика расчета удельной межфазной поверхности зависит от гидродинамической обстановки в проектируемом аппарате. Если одна из фаз находится в виде капель или пузырей, удельную (т. е. относящуюся на единицу объема аппарата) поверхность контакта фаз рассчитывают по уравнению

$$a = 6\Phi/d, \quad (3.38)$$

где d — средний поверхностно-объемный диаметр дисперсных частиц; Φ — объемная доля дисперсной фазы в рабочем объеме аппарата.

При диспергировании газа величину Φ обычно называют газосодержанием, а при диспергировании жидкости — удерживающей способностью аппарата.

Насадочные колонны для массообменных процессов между газом и жидкостью чаще всего работают в пленочном режиме. Максимальная межфазная поверхность в этом случае равна поверхности элементов насадки, однако в действительности она

обычно меньше по следующим причинам. Во-первых, часть поверхности насадки может быть не смочена жидкостью. Во-вторых, часть жидкой фазы внутри насадки пребывает в аппарате длительное время и вследствие этого находится в равновесии с газом. Межфазную поверхность, образованную этой застойной жидкостью, называют статической; в процессах абсорбции, десорбции, ректификации она неактивна. Эффективная удельная поверхность контакта фаз равна разности между смоченной и статической поверхностью насадки ($a_{см} - a_{ст}$).

Приведенные выше уравнения для высот и чисел единиц переноса получены на основе модели идеального вытеснения. Насадочные абсорбционные колонны обычно рассчитывают на основе этой модели. При этом несовершенство структуры потоков в какой-то степени учитывается эффективной величиной межфазной поверхности. Для других аппаратов, в частности для механических экстракционных колонн, применение модели идеального вытеснения при расчете их высоты приводит к неправдоподобно низким величинам. Применение более сложных моделей для расчета рабочей высоты колонн чаще всего основано на приближенных методиках; одна из них заключается в том, что уравнение (3.31) записывается в виде

$$H = H'_{oy} n_{oy} = H'_{ox} n_{ox}, \quad (3.39)$$

где H'_{oy} и H'_{ox} — так называемые «кажущиеся» высоты единиц переноса, или высоты единиц переноса, рассчитанные с учетом продольного перемешивания. Числа единиц переноса при использовании уравнения (3.39) определяют на основе модели идеального вытеснения. Если продольное перемешивание оценивается с помощью диффузионной модели, то по методу Рода «кажущиеся» высоты единиц переноса можно рассчитать из следующих уравнений [10]

$$H'_{ox} = H_{ox} + \frac{E_x}{\omega_x f_x} + \left(\frac{V_x}{m V_y} \right) \left(\frac{E_y}{\omega_y f_y} \right); \quad (3.40)$$

$$H'_{oy} = \frac{m V_y}{V_x} H'_{ox},$$

где E_x и E_y — коэффициенты продольного перемешивания в соответствующих фазах; H_{ox} — высота единицы переноса для режима идеального вытеснения, определяемая уравнением (3.36).

Коэффициенты f_x и f_y рассчитывают по соотношениям

$$f_y = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_y)]}{Pe_y} \right\}^{-1} + \left(1 - \frac{m V_y}{V_x} \right) \frac{E_y}{\omega_y H'_{oy}}; \quad (3.41)$$

$$f_x = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_x)]}{Pe_x} \right\}^{-1} - \left(1 - \frac{m V_y}{V_x} \right) \frac{E_x}{\omega_x H'_{oy}},$$

где $Pe_y = \omega_y H / E_y$ и $Pe_x = \omega_x H / E_x$ — критерии Пекле для продольного перемешивания в соответствующих фазах.

Определение высоты колонн с помощью уравнений (3.39) — (3.41) проводят методом последовательных приближений. Пример расчета приведен в гл. 7. Часто используют также метод расчета «кажущихся» высот единиц переноса, разработанный Слейчером [10].

Пример 5. Определить высоту слоя насадки из колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ мм для процесса абсорбции, рассмотренного в примере 4, при расходе воды, в 1,36 раза превышающем минимальный. Диаметр колонны 1,6 м (поперечное сечение $2,01 \text{ м}^2$).

Материальный баланс процесса. Минимальный расход поглотителя для данного процесса равен $3,26 \text{ кмоль/с}$ (пример 4). Следовательно, реальный расход составит $1,36 \cdot 3,26 = 4,44 \text{ кмоль/с}$. Начальный расход газа равен $0,9/22,4 = 0,0402 \text{ кмоль/с}$. Так как количество поглощенной углекислоты должно быть равно $3,62 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/с}$, то конечный расход газа должен быть не меньше $0,0402 - 0,000362 = 0,0398 \text{ кмоль/с}$. В процентном отношении расход воды изменится еще меньше. Поэтому пренебрежем в данном случае изменением расходов фаз.

Для расхода газа примем его среднее значение, равное 0,04 кмоль/с. Конечные составы фаз найдем с помощью уравнений (3.7), записанных для случая постоянных расходов:

$$y_k = y_n - M/G = 0,01 - 3,616 \cdot 10^{-4} / 0,04 = 0,00096 \text{ мол. доли};$$

$$x_k = x_n + M/L = 0,00001 + 3,616 \cdot 10^{-4} / 4,44 = 9,144 \cdot 10^{-5} \text{ мол. доли}.$$

Общее число единиц переноса. При выражении составов в мольных долях равновесие в рассматриваемой системе описывается уравнением $y^* = 82,5x$ (см. пример 4). Следовательно, общее число единиц переноса можно рассчитать по уравнению (3.33), в котором $m = 82,5$, $m_0 = 0$. Так как сопотвление массопереносу в данном случае сосредоточено в жидкости, расчет будем вести по жидкой фазе:

$$L/(mG) = 4,44 / (82,5 \cdot 0,04) = 1,345;$$

$$n_{O_2} = \frac{1}{\left(1 - \frac{L}{mG}\right)} \ln \frac{y_k - mx_k - m_0}{y_n - mx_k - m_0} = \frac{1}{(1 - 1,345)} \ln \frac{0,00096 - 82,5 \cdot 0,00001}{0,01 - 82,5 \cdot 0,0000144} = 8,41.$$

Корреляция для расчета эффективной поверхности и коэффициентов массоотдачи. Для определения общей высоты единицы переноса используем методику, в которой эффективную поверхность контакта фаз и коэффициенты массоотдачи в насадочных колоннах определяют по уравнениям [11]:

$$a = a_n \left\{ 1 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\rho_x w_x}{a_n \mu_x} \right)^{0,1} \left(\frac{w_x^2 a_n}{g} \right)^{-0,05} \left(\frac{\rho_x w_x^2}{\sigma a_n} \right)^{0,2} \left(\frac{\sigma_k}{\sigma} \right)^{0,75} \right] \right\}; \quad (3.42)$$

$$\beta_x \left(\frac{\rho_x}{\mu_x g} \right)^{1/3} = 0,0051 \left(\frac{\rho_x w_x}{a \mu_x} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_x}{\rho_x D_x} \right)^{-1/2} (a_n d_n)^{0,4}; \quad (3.43)$$

$$\frac{\beta_y}{a_n D_y} = K \left(\frac{\rho_y w_y}{a_n \mu_y} \right)^{0,7} \left(\frac{\mu_y}{\rho_y D_y} \right)^{1/3} (a_n d_n)^{-2,0} \quad (3.44)$$

В этих уравнениях величина σ_k зависит от материала насадки. Если поверхностное натяжение σ выражается в мН/м, то для керамической насадки $\sigma_k = 61$, для стальной — 75, для графитовой — 56, для насадки из полиэтилена $\sigma_k = 33$. Коэффициент K равен 5,23 для насадки, размер которой больше 15 мм; для более мелкой насадки $K = 2$.

Физические свойства фаз. Ввиду очень малых концентраций диоксида углерода в воде свойства жидкой фазы можно приравнять к свойствам воды при 25 °С; $\rho_x = 997$ кг/м³, $\mu_x = 0,891$ мПа·с; $\sigma = 72$ мН/м [4]. Вязкость смесей диоксида углерода с водородом при содержании CO₂ около 1% (мол.) близка к вязкости чистого водорода и при данных условиях может быть принята постоянной и равной $\mu_y = 0,9 \cdot 10^{-5}$ Па·с [6]. Плотность же газовой фазы в данном процессе абсорбции должна ощутимо меняться ввиду большого различия в молекулярных массах компонентов. Начальная и конечная молекулярные массы газа равны соответственно $M_{y,n} = 44,01 \cdot 0,01 + 2,016 \cdot 0,99 = 2,436$; конечная $M_{y,k} = 44,01 \cdot 0,00096 + 2,016 \cdot 0,99904 = 2,056$. Следовательно, если считать применимыми законы идеальных газов, то начальная и конечная плотности газа составят:

$$\rho_{y,n} = p M_{y,n} / (RT) = 2 \cdot 10^6 \cdot 2,436 / (8314 \cdot 298) = 1,97 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{y,k} = p M_{y,k} / (RT) = 2 \cdot 10^6 \cdot 2,056 / (8314 \cdot 298) = 1,66 \text{ кг/м}^3$$

Для коэффициентов диффузии в смесях диоксида углерода с водородом имеются экспериментальные данные при температуре 25 °С и нормальном давлении $D_y = 0,646 \cdot 10^{-4}$ м²/с [6]. Так как при умеренных давлениях коэффициенты диффузии в газах обратно пропорциональны давлению [5], то для давления 2 МПа можно принять $D_y = 0,646 \cdot 10^{-4} \cdot 0,1013/2 = 0,327 \cdot 10^{-5}$ м²/с. Коэффициент диффузии в разбавленном растворе CO₂ в воде при 20 °С равен $1,77 \cdot 10^{-9}$ м²/с. Влияние температуры на коэффициенты диффузии в жидкостях может быть учтено с помощью приближенного правила [5]:

$$D_x \mu_x / T = \text{const.}$$

Так как вязкость воды при 20 °С равна 1 мПа·с, то в данном случае $\text{const} = 1,77 \cdot 10^{-9} \times 10^{-3} / 293 = 0,604 \cdot 10^{-14}$. Следовательно, при 25 °С $D_x = 0,604 \cdot 10^{-14} \cdot 298 / (0,891 \cdot 10^{-3}) = 2,02 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Общая высота единицы переноса. Ввиду очень малых концентраций CO₂ в воде молекулярную массу жидкой фазы можно принять равной молекулярной массе воды. Следовательно, массовый расход воды равен $L = 4,44 \cdot 18,02 = 80$ кг/с. Фиктивная массовая

скорость жидкости в аппарате диаметром 1,6 м составит $\rho_x \omega_x = 80/2,01 = 39,8$ кг/(м²·с), а фиктивная скорость жидкости $\omega_x = 39,8/997 = 0,0399$ м/с. Удельная поверхность насадки для колец Рашига диаметром 50 мм равна 90 м²/м³ [4]

Подставляя эти значения в уравнение (3.42), находим эффективную удельную поверхность контакта фаз:

$$a = 90 \left\{ 1 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{39,8}{90 \cdot 0,891 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,1} \times \left(\frac{0,0399 \cdot 90}{9,81} \right)^{-0,05} \times \left(\frac{997 \cdot 0,0399^2}{0,072 \cdot 90} \right)^{0,2} \times \left(\frac{61}{72} \right)^{0,75} \right] \right\} = 76 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Коэффициенты массоотдачи находим с помощью уравнений (3.43) и (3.44):

$$\beta_x \left(\frac{\rho_x}{\mu_x g} \right)^{1/3} = 0,0051 \left(\frac{39,8}{76 \cdot 0,891 \cdot 10^{-3}} \right)^{2/3} \times \left(\frac{0,891 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 2,02 \cdot 10^{-9}} \right)^{-1/2} (90 \cdot 0,05)^{0,4} = 0,031.$$

$$\beta_x = 0,031 \left(\frac{\mu_x g}{\rho_x} \right)^{1/3} = 0,031 \left(\frac{0,891 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81}{997} \right)^{1/3} = 6,4 \cdot 10^{-4} \text{ м/с};$$

$$\frac{\beta_y}{a_n D_y} = 5,23 \left(\frac{0,0409}{90 \cdot 0,9 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,7} \left(\frac{0,9 \cdot 10^{-5}}{1,66 \cdot 0,327 \cdot 10^{-5}} \right)^{1/3} (90 \cdot 0,05)^{-2} = 4,76;$$

$$\beta_y = 4,76 a_n D_y = 4,76 \cdot 90 \cdot 0,327 \cdot 10^{-5} = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

При расчете коэффициента массоотдачи в газовой фазе использовали меньшее из значений массовой скорости газа — значение ее на выходе из колонны:

$$\rho_y \omega_y = \rho_{y,к} G M_{y,к} / S = 1,66 \cdot 0,04 \cdot 2,056 / 2,01 = 0,0409 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

Так как в данном случае равновесные составы выражены в мольных долях, пересчитаем коэффициенты массоотдачи в кмоль/(м²·с·мол. доли). В соответствии с табл. 3.2 получим:

$$\beta_x = 6,4 \cdot 10^{-4} \cdot 997 / 18,02 = 0,035 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол. доли)};$$

$$\beta_y = 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,66 / 2,056 = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол. доли)}.$$

Вычислим коэффициент массопередачи и общую высоту единицы переноса:

$$K_x = \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \beta_y} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,035} + \frac{1}{82,5 \cdot 0,0011} \right)^{-1} = 0,025 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{мол. доли)};$$

$$H_{o,x} = L / (K_x a S) = 4,44 / (0,025 \cdot 76 \cdot 2,01) = 1,2 \text{ м}.$$

Высота слоя насадки. Требуемая высота слоя насадки для данного процесса равна:

$$H = H_{o,x} n_{o,x} = 1,2 \cdot 8,4 \approx 10 \text{ м}.$$

3.1.6. Расчет числа ступеней в аппаратах со ступенчатым контактом фаз

Существует два основных метода расчета необходимого числа реальных ступеней или тарелок. Первый основан на оценке средней эффективности (среднего коэффициента полезного действия) ступени η . В соответствии с этим методом число реальных ступеней находят из уравнения

$$N = N_T / \eta. \quad (3.45)$$

Для применения этого метода необходимо знать среднее значение к.п.д. ступени. В случае абсорбции или десорбции в колоннах с колпачковыми тарелками для оценки величины η можно использовать графическую корреляцию, приведенную на рис. 3.4 [11]. Абсцисса на этом рисунке определяется выражением

$$\xi = 0,062 \rho_x p / (\mu_x \text{He} M_x),$$

где ρ_x и μ_x — соответственно плотность (в кг/м³) и вязкость (в сП) жидкой фазы; p и H_e — давление и константа Генри (в Па); M_x — молекулярная масса жидкости.

Более точным считают метод расчета числа ступеней, базирующийся на применении основного уравнения массопередачи, позволяющий отдельно оценивать эффективность каждой ступени. Обычно эффективность ступеней характеризуют с помощью коэффициента полезного действия (или эффективности) по Мэрффи. Если эту эффективность выражать по газовой фазе или фазе экстрагента, то для n -й ступени аппарата (см. обозначения на рис. 3.1, б) она определяется уравнениями

$$E_{M_y} = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y^*(x_n)} = \frac{c_{y,n-1} - c_{y,n}}{c_{y,n-1} - c_y^*(c_{x,n})} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{Y_{n-1} - Y^*(X_n)} \quad (3.46)$$

При выражении эффективности по Мэрффи по жидкой фазе (для процессов абсорбции или десорбции) или по фазе экстрагируемого раствора (для жидкостной экстракции)

$$E_{M_x} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x^*(y_n)} = \frac{c_{x,n+1} - c_{x,n}}{c_{x,n+1} - c_x^*(c_{y,n})} = \frac{X_{n+1} - X_n}{X_{n+1} - X^*(Y_n)} \quad (3.47)$$

Выраженные по-разному эффективности при линейном равновесии и постоянных расходах фаз связаны простым соотношением

$$E_{M_x} = \frac{E_{M_y}}{L(1 - E_{M_y}) / (mG) + E_{M_y}} \quad (3.48)$$

Эффективность ступени по Мэрффи зависит от коэффициентов массопередачи и межфазной поверхности на каждой ступени. Эта зависимость может быть представлена в виде зависимости E_{M_y} или E_{M_x} от общих чисел единиц переноса, выраженных в следующей форме:

$$n_{o,y} = K_y F / G; \quad n_{o,x} = K_x F / L. \quad (3.49)$$

Уравнения (3.49) определяют числа единиц переноса в более общем виде по сравнению с уравнениями (3.32) или (3.33). Последние справедливы в случае, если

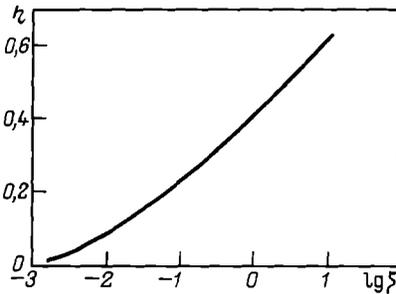


Рис. 3.4. Корреляция для определения среднего к.п.д. колпачковых тарелок в абсорбционных колоннах

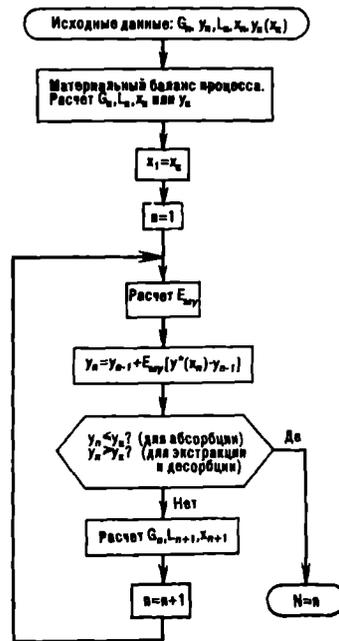


Рис. 3.5. Алгоритм расчета числа реальных ступеней для изотермических процессов

к обеим фазам применима модель идеального вытеснения. Кроме чисел единиц переноса, на эффективность ступени влияют модель структуры потоков, используемая в расчетах, и взаимное направление движения фаз. Ниже приведены уравнения, связывающие эффективность по Мэрфри с общими числами единиц переноса, для нескольких наиболее употребительных случаев.

1. Модель идеального смешения для обеих фаз:

$$E_{My} = n_{oy} / (1 + n_{oy}). \quad (3.50)$$

2. Модель идеального смешения для жидкой фазы или фазы экстрагируемого раствора и модель идеального вытеснения для газовой фазы или экстрагента:

$$E_{My} = 1 - e^{-n_{oy}}. \quad (3.51)$$

3. Модель идеального вытеснения для жидкой фазы или фазы экстрагируемого раствора при перекрестном движении фаз:

$$E_{My} = \frac{L}{mG} \left\{ \exp \left(E_0 \frac{mG}{L} \right) - 1 \right\}. \quad (3.52)$$

Уравнение (3.52), как и приводимые ниже уравнения (3.53) и (3.54), применяют для оценки эффективности по Мэрфри переточных тарелок. Локальная эффективность на тарелке E_0 зависит от модели структуры потоков, принятой для газовой фазы или фазы экстрагента, проходящих через перфорации тарелок. Если принимают, что в каждом сечении тарелки эта фаза идеально перемешана в вертикальном направлении, то

$$E_0 = n_{oy} / (1 + n_{oy}).$$

Если же для газовой фазы или фазы экстрагента используют модель идеального вытеснения, то локальная эффективность равна

$$E_0 = 1 - e^{-n_{oy}}.$$

4. Ячеечная модель для жидкой фазы или фазы экстрагируемого раствора при перекрестном движении фаз:

$$E_{My} = \frac{L}{mG} \left\{ \left[\left(\frac{E_0}{s} \right) \frac{mG}{L} + 1 \right]^s - 1 \right\}, \quad (3.53)$$

где s — число ячеек идеального перемешивания (параметр ячейечной модели).

5. Диффузионная модель для жидкой фазы или фазы экстрагируемого раствора при перекрестном движении фаз:

$$E_{My} = E_0 \left[\frac{1 - \exp(-\lambda)}{\lambda(1 + \lambda/\eta)} + \frac{\exp \eta - 1}{\eta(1 + \eta/\lambda)} \right], \quad (3.54)$$

где коэффициенты η и λ равны

$$\eta = \frac{Pe_x}{2} \left[\sqrt{1 + \left(\frac{4E_0}{Pe_x} \right) \frac{mG}{L}} - 1 \right];$$

$$\lambda = \eta + Pe_x.$$

Параметр диффузионной модели Pe_x , характеризующий степень продольного перемешивания на тарелке, может быть определен следующим образом:

$$Pe_x = l^2 / (E_x \tau),$$

где l — длина пути жидкости на тарелке; τ — среднее время пребывания жидкости на тарелке; E_x — коэффициент продольного перемешивания.

6. Модель идеального вытеснения для обеих фаз при прямоточном движении:

$$E_{My} = \frac{1 - \exp[-n_{oy}(1 + mG/L)]}{1 + (mG/L) \exp[-n_{oy}(1 + mG/L)]} \quad (3.55)$$

7. Модель идеального вытеснения для обеих фаз при противоточном движении:

$$E_{My} = (\exp[n_{oy}(mG/L - 1)] - 1) / (mG/L - 1). \quad (3.56)$$

Уравнения (3.48) — (3.56) являются строгими при постоянстве расходов фаз и линейности равновесия. В пределах одной ступени, как правило, изменение расходов фаз и наклона линии равновесия невелико.

Расчет числа реальных ступеней с учетом эффективности каждой ступени по Мэрфри, как и расчет теоретических ступеней, основывается на последовательном определении составов фаз, уходящих со всех ступеней. Удобнее начинать расчет с того конца аппарата, где входит фаза, по которой выражена эффективность ступени. Возможная схема расчета показана на рис. 3.5. Основное отличие алгоритма расчета числа реальных ступеней от приведенного на рис. 3.2 алгоритма расчета числа теоретических ступеней заключается в том, что для каждой ступени требуется определение ее эффективности. Для этого необходимо иметь данные, позволяющие находить общие числа единиц переноса, а в случае применения сложных моделей структуры потоков (диффузионной, ячеечной и др.) — также данные для определения параметров этих моделей. Исходными данными для расчета чисел единиц переноса обычно служат уравнения, чаще всего эмпирические, из которых можно определить коэффициенты массоотдачи и межфазную поверхность. Знание этих параметров позволяет найти частные (фазовые) числа единиц переноса, определяемые выражениями

$$n_y = \beta_y F / G; \quad n_x = \beta_x F / L. \quad (3.57)$$

Частные и общие числа единиц переноса связаны уравнениями, являющимися следствием закона аддитивности диффузионных сопротивлений:

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{n_y} + \frac{mG}{L} \cdot \frac{1}{n_x}; \quad \frac{1}{n_{ox}} = \frac{1}{n_x} + \frac{L}{mG} \cdot \frac{1}{n_y} \quad (3.58)$$

В некоторых случаях источником данных для расчета общих чисел единиц переноса могут служить эмпирические уравнения для частных чисел (см. разд. 3.2). Если расчет начинают, как показано на рис. 3.5, с той ступени, на которую поступает газ или экстрагент, значение m обычно принимают равным тангенсу угла наклона линии равновесия в точке, соответствующей составу жидкости или экстрагируемого раствора на выходе из ступени, для которой определяют общее число единиц переноса. За расход жидкости или экстрагируемого раствора удобно принимать значение его на выходе из соответствующей ступени, а в качестве расхода газа или экстрагента — значение на входе. Если расходы фаз и тангенс угла наклона линии равновесия претерпевают существенные изменения, в расчетах используют их средние для каждой ступени значения, которые можно определить, повторяя расчет несколько раз.

Схема расчета на рис. 3.5 предназначена для тех случаев, когда эффективность ступени рассчитывают по газовой фазе или фазе экстрагента. Если эффективность выражают по другой фазе, удобнее начинать расчет со ступени, на которую поступает жидкая фаза или экстрагируемый раствор. Последовательность операций расчета для такого случая показана в примере 6.

Пример 6. Определить число ступеней смесительно-отстойного экстрактора для экстракции брома тетрахлоридом углерода (см. пример 1). Принять, что каждая ступень имеет смеситель объемом $0,15 \text{ м}^3$, снабженный шестилопастной турбинной мешалкой диаметром $0,2 \text{ м}$ с частотой вращения 3 с^{-1} .

Из равновесных данных, приведенных в примере 1, следует, что равновесие в системе тетрахлорид углерода — бром — вода сильно сдвинуто в сторону органической фазы. Поскольку коэффициенты диффузии для растворов брома в воде и в тетрахлориде углерода, как показывает

расчет по уравнению Уилки и Чанга [5], близки по порядку величин, можно полагать, что сопротивление массопереносу сосредоточено в водной фазе. Поэтому эффективность ступени целесообразно выражать по водной фазе и, следовательно, удобнее начинать расчет со ступени, на которую поступает водный раствор.

Из материального баланса процесса, составленного в примере 1, следует: $L_m = 15$ кг/с. $G_k = 1,3425$ кг/с, $x_k = 0,01$ масс. доли, $y_k = 0,1061$ масс. доли, $x_m = 0,01$ масс. доли. Начиная нумерацию ступеней от входа экстрагируемого раствора, можно считать $y_1 = 0,1061$ масс. доли, $x_0 = 0,01$ масс. доли (если пользоваться обозначениями, приведенными на рис. 3.1, б, но нумеровать ступени в обратном порядке). Исходя из этих величин, рассчитаем состав экстрагируемого раствора на выходе первой и последующих ступеней. Очевидно, расчет должен закончиться на той ступени, с которой выходит водный раствор, содержащий бром в количестве, равном или меньшем его конечной концентрации в экстрагируемом растворе, определенной из материального баланса ($x_k = 0,000505$ масс. доли).

Физические свойства фаз. Плотности воды, брома и тетрахлорида углерода при 25 °С равны соответственно 997, 3100 и 1584 кг/м³. Исходя из этих значений плотности растворов брома в воде и в тетрахлориде углерода можно найти, пользуясь правилом аддитивности мольных объемов [5]. Если пренебречь взаимной растворимостью воды и CCl₄ и рассматривать фазы как бинарные растворы, это правило приводит к следующему уравнению:

$$\rho = 1/(x_1/\rho_1 + x_2/\rho_2), \quad (3.59)$$

где x_1 и x_2 — массовые доли компонентов; ρ_1 и ρ_2 — их плотности.

Ввиду отсутствия соответствующих данных вязкость разбавленных растворов брома в воде примем равной вязкости воды (0,891 мПа·с при 25 °С [4]), а межфазное натяжение — равным межфазному натяжению между водой и чистым тетрахлоридом углерода (0,046 мН/м [12]). Коэффициент диффузии в разбавленном растворе брома в воде при 12 °С равен $0,9 \cdot 10^{-9}$ м²/с [13]. Приведя эту величину к температуре 25 °С, получим $D_x = 1,3 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Коэффициент массопередачи. Ввиду того, что в данном случае сопротивление массопереносу должно быть сосредоточено в водной фазе, примем коэффициент массопередачи равным коэффициенту массоотдачи в сплошной фазе, полагая, что диспергироваться должен экстрагент ввиду очень малого его расхода (объемный расход водного раствора примерно в 20 раз больше расхода экстрагента). Коэффициент массоотдачи в сплошной фазе в аппаратах с мешалкой можно рассчитать по эмпирическому уравнению [14]:

$$\beta_c = 0,016nD_m(Pr'_c)$$

где n — частота вращения мешалки; D_m — диаметр мешалки; Pr'_c — диффузионный критерий Прандтля для сплошной среды.

Критерий Прандтля равен:

$$Pr'_c = \mu_c/\rho_c D_x = 0,891 \cdot 10^{-3}/(997 \cdot 1,3 \cdot 10^{-9}) = 687$$

Следовательно, коэффициент массоотдачи в сплошной фазе составит:

$$\beta_c = 0,016 \cdot 3 \cdot 0,2 \cdot 687^{-0,5} = 3,66 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Таким образом, пренебрегая диффузионным сопротивлением в фазе экстрагента, коэффициент массопередачи, рассчитанный по водной фазе, можно принять равным $K_x = 4,88 \cdot 10^{-4}$ м/с.

Средний поверхностно-объемный диаметр капель и удельная поверхность контакта фаз. Для массообменных аппаратов, в которых одна из фаз находится в диспергированном состоянии, т. е. в виде капель, пузырей или твердых частиц, удельную, отнесенную к единице рабочего объема аппарата, поверхность контакта фаз рассчитывают по уравнению (3.38).

При достаточной интенсивности перемешивания объемная доля дисперсной фазы в экстракторах с мешалкой определяется соотношением объемных расходов фаз и может быть рассчитана по уравнению

$$\Phi = V_d/(V_d + V_c), \quad (3.60)$$

где V_d и V_c — объемные расходы соответственно дисперсной и сплошной фаз.

Для расчета среднего поверхностно-объемного диаметра капель, образующихся при перемешивании несмешивающихся жидкостей, предложен ряд эмпирических уравнений [15]. Воспользуемся одним из них:

$$d = 0,053D_m(\rho_c n^2 D_m^3/\sigma)^{-0,6}, \quad (3.61)$$

где D_m — диаметр мешалки; n — частота вращения; σ — межфазное натяжение.

Эффективность ступени по Мэрффри. Массопередачу в аппаратах с мешалкой обычно рассчитывают на основе модели идеального смешения (для обеих фаз). Эффективность по Мэрффри, рассчитанная по фазе экстрагента, в этом случае определяется уравнением (3.50). Подставив его в уравнение (3.48), получим выражение для эффективности ступени, выраженной

по фазе экстрагируемого раствора:

$$E_{Mx} = n_{ox} / (1 + n_{ox}).$$

Рассчитаем величину E_{Mx} для первой ступени. На нее поступает водный раствор с концентрацией брома $x_0 = 0,01$ масс. доли, расход которого составляет $L_0 = L_n = 15$ кг/с. Плотность этого раствора в соответствии с уравнением (3.59) равна

$$\rho_{x0} = [0,01/3100 + (1 - 0,01)/997]^{-1} = 1004 \text{ кг/м}^3.$$

Следовательно, объемный расход поступающего на первую ступень исходного раствора равен $V_{x0} = L_0 / \rho_{x0} = 15 / 1004 = 0,01494 \text{ м}^3/\text{с}$.

Из первой ступени должен выходить экстракт с конечной концентрацией брома $y_k = y_1 = 0,1061$ масс. доли в количестве 1,3425 кг/с. Плотность экстракта

$$\rho_{y1} = [0,1061/3100 + (1 - 0,1061)/1584]^{-1} = 1671 \text{ кг/м}^3.$$

Таким образом, объемный расход выходящего из первой ступени раствора брома в тетрагидриде углерода должен быть равен

$$V_{y1} = G_1 / \rho_{y1} = 1,3425 / 1671 = 0,0008034 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Принимая для первой ступени расход водного раствора (сплошная фаза) равным его расходу на входе в ступень, а расход экстрагента, являющегося дисперсной фазой, равным его расходу на выходе из ступени, из уравнения (3.60) получим:

$$\Phi = 0,0008034 / (0,0008034 + 0,01494) = 0,0510.$$

Аналогично примем плотность сплошной фазы на первой ступени равной ее плотности на входе в ступень: $\rho_c = 1004 \text{ кг/м}^3$. Подставляя это значение в уравнение (3.61), находим средний поверхностно-объемный диаметр капель:

$$d = 0,053 \cdot 0,2 [1004 \cdot 3^2 (0,2)^3 / 0,046]^{-0,6} = 1,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

В соответствии с уравнением (3.38) удельная поверхность контакта фаз равна

$$a = 6 \cdot 0,051 / (1,3 \cdot 10^{-4}) = 2350 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Полная поверхность массопередачи для одной ступени составит $F = av = 2350 \cdot 0,15 = 353 \text{ м}^2$. Отсюда общее число единиц переноса, рассчитанное по водной фазе, равно

$$n_{ox} = K_x F / V_x = 3,66 \cdot 10^{-4} \cdot 353 / 0,01494 = 8,65.$$

Следовательно, эффективность первой ступени по Мэрфри составляет

$$E_{Mx} = n_{ox} / (1 + n_{ox}) = 8,65 / (1 + 8,65) = 0,9.$$

Расчет числа ступеней. Если отсчет ступеней вести от входа экстрагируемого раствора, то уравнение (3.47), определяющее эффективность ступени по Мэрфри, примет следующий вид:

$$E_{Mx} = (x_{n-1} - x_n) / [x_{n-1} - x^*(y_n)]$$

Представив это уравнение в форме, разрешенной относительно x_n , получим выражение, с помощью которого можно найти состав экстрагируемого раствора на выходе со всех ступеней:

$$x_n = x_{n-1} + E_{Mx} [x^*(y_n) - x_{n-1}]. \quad (3.62)$$

Так, для первой ступени ($n=1$), определив из равновесных данных, приведенных в примере 1, с помощью интерполяции $x^*(y_1) = x^*(0,1061) = 0,00556$ масс. доли, получим:

$$x_1 = x_0 + E_{Mx} [x^*(y_1) - x_0] = 0,01 + 0,9 [0,00556 - 0,01] = 0,006 \text{ масс. доли}.$$

Для определения расхода раствора, выходящего из первой ступени, а также расхода и состава экстрагента, поступающего на первую ступень, используем уравнения материального баланса (3.20), которые при принятом порядке нумерации ступеней могут быть представлены в виде

$$L_n = L_{n+1} (1 - x_n) / (1 - x_{n+1});$$

$$G_{n+1} = L_n + G_n - L_n; \quad (3.63)$$

$$y_{n+1} = 1 - G_n (1 - y_n) / G_{n+1}.$$

С помощью этих уравнений находим:

$$L_1 = L_n(1 - x_n)/(1 - x_1) = 15(1 - 0,01)/(1 - 0,00591) = 14,94 \text{ кг/с};$$

$$G_2 = L_1 + G_k - L_n = 14,94 + 1,3425 - 15 = 1,281 \text{ кг/с};$$

$$y_2 = 1 - G_k(1 - y_k)/G_2 = 1 - 1,3425(1 - 0,1061)/1,281 = 0,063 \text{ масс. доли.}$$

Продолжим расчет, применяя уравнения (3.59) — (3.63) последовательно ко второй, третьей и т. д. ступеням. Результаты расчета эффективности ступеней, а также расходов и составов фаз приведены ниже:

n	E_{M_x}	масс. доли	L_n , кг/с	G_{n-1} , кг/с	y_{n+1} , масс. доли
1	0,90	0,00600	14,94	1,281	0,0630
2	0,89	0,00378	14,91	1,248	0,0382
3	0,89	0,00234	14,88	1,227	0,0216
4	0,89	0,00135	14,87	1,212	0,0098
5	0,89	0,00064	14,86	1,202	0,0014
6	0,89	0,00014			

Расчет закончен на шестой ступени, на выходе из которой концентрация брома в водном растворе оказывается ниже требуемого конечного значения ($x_k = 0,00050$ масс. доли). Следовательно, для осуществления данного процесса экстракции требуется смесительно-отстойный экстрактор, состоящий из 6 ступеней.

Расчет числа ступеней в аппаратах со ступенчатым контактом фаз значительно упрощается, если можно пренебречь изменением расходов фаз, если эффективности по Мэрфри для всех ступеней можно считать одинаковыми и если равновесие во всем диапазоне изменения составов фаз может быть с достаточной степенью точности аппроксимировано в виде уравнения (3.24). Тогда при выражении составов в мол. или масс. долях требуемое число ступеней определяется уравнениями:

$$N = \frac{\ln \frac{y_k - mx_k - m_0}{y_n - mx_k - m_0}}{\ln \left(1 - E_{M_y} + E_{M_y} \frac{mG}{L} \right)} = \frac{\ln \frac{y_k - mx_k - m_0}{y_n - mx_k - m_0}}{\ln \frac{1 + E_{M_x} mG/L}{1 + E_{M_x} L/(mG)}} \quad (3.64)$$

3.2. НЕПРЕРЫВНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ БИНАРНЫХ СИСТЕМ

В ректификационных колоннах исходная смесь, подаваемая в среднюю часть колонны, в результате массообмена между противоточно движущимися паровой и жидкой фазами разделяется на два продукта: дистиллят, обогащенный более летучим компонентом, и кубовый остаток с преобладающим содержанием менее летучего компонента. Принципиальные схемы осуществления этого процесса в насадочных (аппарат с непрерывным контактом фаз) и тарельчатых (ступенчатый контакт фаз) колоннах показана на рис. 3.6. При рассмотрении непрерывной ректификации будем пренебрегать разделяющим действием кипятильника и дефлегматора, т. е. кипятильник и дефлегматор будем считать аппаратами соответственно полного испарения и полной конденсации. Составы фаз будем характеризовать содержанием более летучего из компонентов в мольных долях. Обозначения расходов, составов и удельных энтальпий показаны на рис. 3.6. В аппаратах со ступенчатым контактом фаз G_n , y_n и I_n характеризуют соответственно мольный расход, состав и энтальпию пара, уходящего с n -й ступени, а L_n , x_n и i_n — мольный расход, состав и энтальпию жидкости, стекающей с n -й ступени; j — номер ступени, на которую подается исходная смесь.

Пренебрежение разделяющим действием кипятильника и дефлегматора эквивалентно допущению о том, что состав пара, поступающего в колонну из кипятильника, одинаков с составом жидкости, поступающей в кипятильник, а состав флегмы одинаков с составом пара, поступающего в дефлегматор. Для тарельчатых колонн это допущение может быть сформулировано в виде следующих уравнений:

$$y_0 = x_1 = x_w; \quad x_{N+1} = y_N = x_p. \quad (3.65)$$

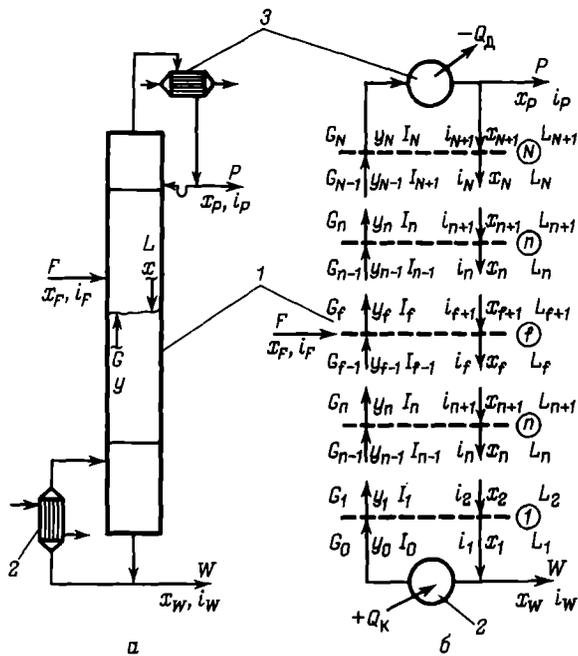


Рис. 3.6. Схемы ректификационных установок:

1 — ректификационная колонна (а — с непрерывным контактом фаз; б — со ступенчатым контактом фаз); 2 — кипятильник; 3 — дефлегматор

3.2.1. Материальный и тепловой балансы

Материальный и тепловой балансы процесса непрерывной ректификации бинарных систем могут быть представлены следующей системой уравнений:

$$F = P + W; \quad Fx_F = Px_P + Wx_W; \quad Q_2 = P(R + 1)(I_N - i_P); \quad (3.66)$$

$$Q_K = Q_2 + Pi_P + Wi_W - Fi_F \pm Q_n, \quad (3.67)$$

где Q_d и Q_K — тепловые нагрузки дефлегматора и кипятильника; R — флегмовое число; F , P и W — расходы соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка; Q_n — суммарные потери тепла (для низкотемпературной ректификации входят в тепловой баланс со знаком минус)

Обычно при расчете бинарной ректификации заданы расход, состав и термодинамическое состояние исходной смеси, а также требуемые составы дистиллята и кубового остатка. Исходя из этих данных, можно с помощью системы уравнений (3.66), (3.67) определить расходы дистиллята и кубового остатка, а также тепловые нагрузки кипятильника и дефлегматора при выбранном значении флегмового числа.

3.2.2. Расчет числа теоретических ступеней

Для определения числа теоретических ступеней, которому должна быть эквивалентна ректификационная колонна, кроме параметров, характеризующих исходную смесь, составов дистиллята и кубового остатка, необходимо задать флегмовое число и положение ступени, на которую следует подавать питание. Выбор последней обычно проводят в процессе расчета так, чтобы общее число ступеней было минимальным. Оптимальной обычно является подача питания на ступень, с которой выходит жидкая фаза, близкая по составу к исходной смеси.

Точный расчет числа теоретических ступеней основан на модели ректификационной колонны со ступенчатым контактом фаз (рис. 3.6, б), причем каждую ступень принимают теоретической. Расчет заключается в последовательном определении составов пара и жидкости, уходящих со всех ступеней, с помощью уравнения фазового равновесия (3.22) и уравнений материального и теплового баланса для каждой ступени. Если определение составов фаз начинают с нижней ступени, то расчет продолжают до тех пор, пока содержание более летучего компонента в паре, уходящем с какой-либо ступени, не превысит его содержания в дистилляте. При определении составов фаз начиная с верхней ступени расчет завершают, когда концентрация более летучего компонента в жидкости станет равной (или меньшей) его концентрации в кубовом остатке.

Для укрепляющей части колонны ($n > j$) уравнения материального и теплового баланса удобнее всего использовать в следующем виде:

$$\begin{aligned} G_{n-1} - L_n &= P; & G_{n-1}y_{n-1} - L_nx_n &= Px_p; \\ G_{n-1}I_{n-1} - L_ni_n &= Pi_p + Q_d. \end{aligned} \quad (3.68)$$

Для исчерпывающей части колонны ($n \leq j$) соответствующие балансовые уравнения образуют следующую систему:

$$\begin{aligned} L_n - G_{n-1} &= W & L_nx_n - G_{n-1}y_{n-1} &= Wx_w; \\ L_ni_n - G_{n-1}I_{n-1} &= Wi_w - Q_k. \end{aligned} \quad (3.69)$$

В системах уравнений (3.68), (3.69) не учтены потери тепла. При точной записи тепловых балансов в правую часть последнего уравнения (3.68) нужно добавить член, учитывающий потери тепла в верхней части колонны (выше n -й ступени), а в правую часть последнего уравнения (3.69) должны войти потери тепла в нижней (ниже n -й ступени) части колонны.

Возможный алгоритм точного расчета числа теоретических ступеней для бинарной ректификации показан на рис. 3.7. Сначала из материального баланса находят расходы дистиллята и кубового остатка. Затем, принимая температуры дистиллята и поступающего в дефлегматор пара равными температуре кипения дистиллята, а температуру кубового остатка равной его температуре кипения, рассчитывают энтальпии дистиллята i_p , кубового остатка i_w и поступающего в дефлегматор пара I_N . Далее из теплового баланса определяют тепловые нагрузки дефлегматора и кипятильника.

Из системы уравнений (3.69) следует, что расход пара в исчерпывающей части колонны можно рассчитать по уравнению

$$G_{n-1} = Q_k + W(i_n - i_w) / (I_{n-1} - i_n). \quad (3.70)$$

Принимая температуры поступающего из кипятильника пара и стекающей с нижней тарелки жидкости равными температуре кипения кубового остатка и учитывая зависимости (3.65), после расчета энтальпии I_0 можно с помощью уравнения (3.70) при $n=1$ найти расход пара G_0 , поступающего на первую ступень. Расход жидкости, стекающей с нижней ступени (L_1), определяется первым уравнением системы (3.69).

После предварительных вычислений проводят последовательный расчет составов и расходов фаз для всех ступеней, начиная с первой ($n=1$). Для первой ступени из равновесных данных сначала определяют состав пара, уходящего с первой теоретической ступени, $y_1 = y^*(x_1)$. После расчета энтальпии этого пара решают систему уравнений (3.69) с целью определения расхода пара, уходящего с первой ступени (G_1), а также состава (x_2) и расхода (L_2) жидкости, поступающей со второй ступени на первую. Эту систему решают с учетом равновесных данных и данных для расчета энтальпии жидкости (необходимых для определения температуры жидкости t_2 , поступающей на первую ступень, и ее энтальпии). Далее расчет повторяют для второй,

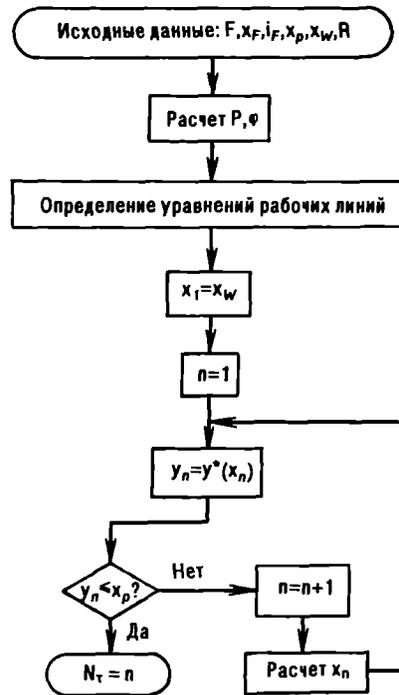
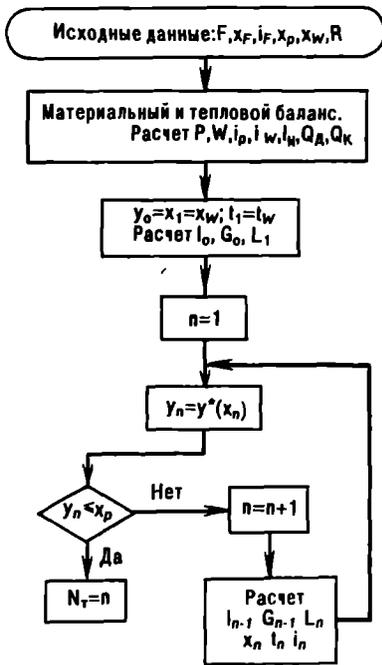


Рис. 3.7 Схема точного расчета числа теоретических ступеней бинарной ректификации

Рис. 3.8 Схема расчета числа теоретических ступеней бинарной ректификации при условии постоянства мольных расходов пара и жидкости

третьей и последующих ступеней. Для ступеней укрепляющей части колонны (положение ступени питания определяют в процессе расчета) вместо системы уравнений (3.69) решают систему (3.68)

Пример 7. Рассчитать число теоретических ступеней, необходимое для разделения при нормальном давлении смеси метанол — вода, содержащей 40 % (мол.) метанола, если дистиллят должен содержать 1 % (мол.) воды, а кубовый остаток 1 % (мол.) метанола. Исходную смесь предполагается подавать на ректификацию в виде жидкости, нагретой до температуры кипения, при расходе 0,01 кмоль/с (851 кг/ч) Флегмовое число $R=1$ Потерями тепла пренебречь.

Равновесие между фазами. Используем следующие данные по парожидкостному равновесию для системы метанол — вода при нормальном давлении [16]

x , мол. доли	y , мол. доли	t , °C	x , мол. доли	y , мол. доли	t , °C
0	0	100	0,4	0,729	75,3
0,02	0,134	96,4	0,5	0,779	73,1
0,04	0,23	93,5	0,6	0,825	71,2
0,06	0,304	91,2	0,7	0,87	69,3
0,08	0,365	89,3	0,8	0,915	67,5
0,1	0,418	87,7	0,9	0,958	66
0,15	0,517	84,4	0,95	0,979	65
0,2	0,579	81,7	1	1	64,7
0,3	0,665	78			

Расчет энтальпий. Для расчета удельных энтальпий необходимы данные по теплоемкостям, теплотам смешения и теплотам испарения.

Теплоемкости водных растворов метанола $c_{ж}$ в кДж/(кмоль·К) в зависимости от концентрации x и температуры равны [17]:

x , мол. доли	$c_{ж}$ при t , °С			доли	$c_{ж}$ при t , °С		
	20	40	60		20	40	60
0	75,3	75,3	75,4	0,6	83,3	88,6	94,7
0,2	83,1	86	89,2	0,8	84,1	89,3	96,1
0,4	83,2	87,8	92,8	1,0	84,8	89,8	97

Теплоемкости метанола (c_1) и воды (c_2) в газообразном состоянии в кДж/(кмоль·К) равны [6]:

t , °С	0	50	100
c_1	45,8	—	55,1
c_2	—	34,8	36,7

Используем данные по теплотам смешения ($\Delta H_{см}$, кДж/кмоль) при $t=25$ °С в зависимости от концентрации раствора метанола x , мол. доли [17]:

x	0,00809	0,016	0,0318	0,0641	0,1358	0,3172
$\Delta H_{см}$	-56	-110,2	-213,4	-403,7	-698,3	-886
x	0,571	0,7516	0,8637	0,9276	0,9622	0,99
$\Delta H_{см}$	-748,4	-544,9	-351,9	-203,2	-112,3	-31,59

С помощью приведенных данных, принимая состояние компонентов в жидком виде при 25 °С за стандартное, можно определить молярные энтальпии смесей метанола и воды в жидком (i) и парообразном (I) виде по следующим уравнениям:

$$i = \Delta H_{см} + c_{ж}(t - 25);$$

$$I = y[r_1 + c_1(t - 25)] + (1 - y)[r_2 + c_2(t - 25)].$$

Теплоемкости $c_{ж}$, c_1 и c_2 должны соответствовать средней температуре между точкой начала отсчета энтальпий (25 °С) и температурой t , при которой рассчитывают энтальпию. Теплоты испарения метанола (r_1) и воды (r_2) при 25 °С равны соответственно 37970 и 44000 кДж/кмоль [6].

Найдем, например, молярные энтальпии исходной смеси и поступающего с верхней тарелки в дефлегматор пара. Из равновесных данных следует, что температура кипения исходной смеси 75,3 °С. Путем линейной интерполяции находим ее теплоемкость при средней температуре, за которую принимаем среднеарифметическое значение $(25 + 75,3)/2 = 50,15$ °С; при этой температуре $c_{ж} = 90,3$ кДж/(кмоль·К). Линейной интерполяцией находим также теплоту смешения для раствора, содержащего 40 % (мол.) метанола, равную -841 кДж/кмоль. В результате получим:

$$i_F = -841 + 90,3(75,3 - 25) = 3700 \text{ кДж/кмоль.}$$

Поступающий в дефлегматор пар должен иметь состав, близкий к составу дистиллята ($y = 0,99$ мол. доли метанола), и температуру, близкую к температуре кипения дистиллята, которая в соответствии с равновесными данными равна 64,8 °С. Определив теплоемкости метанола и воды в парообразном состоянии при 44,9 °С (среднее значение температуры между 25 и 64,8 °С), равные соответственно 50 и 34,6 кДж/(кмоль·К), можем рассчитать молярную энтальпию поступающего в дефлегматор пара I_N :

$$I_N = 0,99[37970 + 50(64,8 - 25)] + (1 - 0,99)[44000 + 34,6(64,8 - 25)] = 40000 \text{ кДж/кмоль.}$$

Материальный и тепловой балансы. Рассчитав аналогичным образом энтальпии дистиллята и кубового остатка, равные соответственно 3610 и 5500 кДж/кмоль, из системы уравнений (3.66), (3.67) находим:

$$P = F(x_F - x_W)/(x_P - x_W) = 0,01(0,4 - 0,01)/(0,99 - 0,01) = 0,00398 \text{ кмоль/с;}$$

$$W = F - P = 0,01 - 0,00398 = 0,00602 \text{ кмоль/с;}$$

$$Q_d = P(R + 1)(I_N - i_P) = 0,00398(1 + 1)(40000 - 3610) = 290 \text{ кВт;}$$

$$Q_k = Q_d + Pi_P + Wi_W - Fi_F = 290 + 0,00398 \cdot 3610 + 0,00602 \cdot 5500 - 0,01 \cdot 3700 = 300 \text{ кВт.}$$

Расчет числа теоретических ступеней. Число теоретических ступеней, необходимое для осуществления данного процесса, находим путем последовательного расчета составов фаз, их температур и расходов для всех ступеней по схеме, приведенной на рис. 3.7

С первой ступени выходит жидкость, состав которой одинаков с составом кубового остатка, а температура равна температуре кипения кубового остатка. Следовательно, $x_1 = x_{\Psi} = 0,01$ мол. доли, $t_1 = t_{\Psi} = 98,2$ °С, $i_1 = i_{\Psi} = 5500$ кДж/кмоль. Энтальпия поступающего из кипятильника на первую ступень пара, рассчитанная при температуре и составе, одинаковых с температурой и составом кубового остатка, равна $I_0 = 46500$ кДж/кмоль. Расход пара, поступающего на первую ступень, находим с помощью уравнения (3.70), записанного для $n = 1$:

$$G_0 = \frac{Q_* + W(i_1 - i_{\Psi})}{I_0 - i_1} = \frac{Q_*}{I_0 - i_1} = \frac{300}{46500 - 5500} = 0,00732 \text{ кмоль/с.}$$

В соответствии с первым уравнением из системы уравнений (3.69) расход жидкости, стекающей с первой ступени, равен

$$L_1 = G_0 + W = 0,00732 + 0,00602 = 0,01334 \text{ кмоль/с.}$$

Далее из равновесных данных находим состав пара, уходящего с первой ступени:

$$y_1 = y^*(x_1) = y^*(0,01) = 0,067 \text{ мол. доли.}$$

Мольная энтальпия пара такого состава при температуре на первой ступени $t_1 = 98,2$ равна 46260 кДж/кмоль. Расход этого пара, а также расход, состав и температуру жидкости, поступающей со второй ступени на первую, находим из системы уравнений (3.69) при $n = 2$. Эта система быстро решается методом простых итераций. Для первого приближения примем мольный расход уходящего с первой ступени пара $G_1 = 0,00732$ кмоль/с, т. е. равным расходу поступающего на первую ступень пара. Тогда, согласно первому уравнению системы (3.69),

$$L_n = W + G_{n-1}$$

и, следовательно, расход жидкости, поступающей на первую ступень со второй, должен быть равен

$$L_2 = W + G_1 = 0,00602 + 0,00732 = 0,01334 \text{ кмоль/с.}$$

Второе уравнение из системы (3.69) позволяет определить состав этой жидкости. В соответствии с указанным уравнением

$$x_n = (Wx_{\Psi} + G_{n-1}y_{n-1})/L_n,$$

откуда

$$x_2 = (Wx_{\Psi} + G_1y_1)/L_2 = (0,00602 \cdot 0,01 + 0,00732 \cdot 0,067)/0,01334 = 0,0413 \text{ мол. доли.}$$

Из равновесных данных следует, что температура кипения жидкости такого состава равна $t_2 = 93,4$ °С. Ее теплоемкость при средней температуре (59,2 °С) равна 78,2 кДж/(кмоль·К), теплота смешения — 269 кДж/кмоль, а энтальпия $i_2 = 5080$ кДж/кмоль. Подставив это значение энтальпии в уравнение (3.70), написанное для $n = 2$, проверим расход пара:

$$G_1 = \frac{Q_* + W(i_2 - i_{\Psi})}{I_1 - i_2} = \frac{300 + 0,00602(5080 - 5500)}{46260 - 5080} = 0,00722 \text{ кмоль/с.}$$

Повторяя расчет при этом значении G_1 , получим: $L_2 = 0,01324$ кмоль/с, $x_2 = 0,0411$ мол. доли, $t_2 = 93,4$ °С, $i_2 = 5080$ кДж/кмоль. Новое значение G_1 с точностью до трех значащих цифр совпадает с предыдущим. Таким образом, полученные во второй итерации значения G_1 , L_2 , x_2 , t_2 и i_2 можно считать достаточно точными. Далее находим состав пара, уходящего со второй ступени:

$$y_2 = y^*(x_2) = y^*(0,0411) = 0,234 \text{ мол. доли}$$

и после расчета мольной энтальпии этого пара ($i_2 = 45250$ кДж/кмоль) вновь решаем систему уравнений (3.69) при $n = 3$. Результаты расчета для первых шести ступеней приведены ниже:

Параметры	n					
	1	2	3	4	5	6
Расход пара G_n , кмоль/с	0,00722	0,00719	0,00733	0,00746	0,00753	0,00756
Состав пара y_n , мол. доли метанола	0,067	0,234	0,481	0,638	0,702	0,726
Энтальпия пара I_n , кДж/кмоль	46 260	45 250	43 680	42 590	42 130	41 950
Температура t_n , °С	98,2	93,4	85,6	79,2	76,4	75,4
Расход жидкости L_n , кмоль/с	0,01334	0,01324	0,01321	0,01335	0,01348	0,01355
Состав жидкости x_n , мол. доли метанола	0,01	0,0411	0,132	0,269	0,358	0,395
Энтальпия жидкости i_n , кДж/кмоль	5500	5080	4410	3980	3760	3710

Как видно, состав жидкости, стекающей с 6-й ступени, близок к составу исходной смеси. Поэтому 6-ю ступень можно принять за ступень питания. Для последующих ступеней расходы фаз, состав жидкости и ее температуру находим, решая систему уравнений (3.68). Эту систему можно решать итерационным путем аналогично тому, как решалась система (3.69) для исчерпывающей части колонны. Сначала задаемся расходом пара G_n и находим расход жидкости по уравнению

$$L_n = G_{n-1} - P.$$

Затем определяем состав жидкости из второго уравнения системы (3.68)

$$x_n = (G_{n-1}y_{n-1} - Px_p) / L_n.$$

После определения температуры кипения t_n и энтальпии i_n жидкости этого состава находим новое приближение для расхода пара по уравнению

$$G_{n-1} = [Q_n + P(i_p - i_n)] / (I_{n-1} - i_n).$$

Результаты расчета для 7-й и последующих степеней приведены ниже:

Параметры	n						
	7	8		15		21	22
Расход пара G_n , кмоль/с	0,00758	0,00761		0,00782		0,00795	0,00796
Состав пара y_n , мол. доли метанола	0,745	0,766		0,912		0,984	0,991
Энтальпия пара i_n , кДж/кмоль	41810	41660		40580		40050	40000
Температура t_n , °C	74,6	73,7		67,6		64,9	64,8
Расход жидкости L_n , кмоль/с	0,00358	0,00360		0,00381		0,00395	0,00397
Состав жидкости x_n , мол. доли метанола	0,432	0,474		0,794		0,962	0,978
Энтальпия жидкости i_n , кДж/кмоль	3660	3610		3420		3540	3580

Как видно из результатов расчета, содержание метанола в паре, выходящем с 22-й ступени, больше требуемого его содержания в дистилляте. Поэтому при $n=22$ расчет может быть завершен. Таким образом, для осуществления данного процесса ректификации требуется 22 теоретические ступени.

3.2.3. Ректификация при постоянстве мольных расходов фаз

В практике расчетов процессов ректификации широко используют допущение о постоянстве мольных расходов пара и жидкости. Это допущение соблюдается тем точнее, чем меньше меняются в ректификационной колонне мольные энтальпии фаз (при этом в большей степени сказывается изменение энтальпии пара). При использовании этого допущения расходы пара и жидкости во всей укрепляющей части колонны принимают равными:

$$G = G_N = G_{N-1} = \dots = P(R + 1); \quad (3.71)$$

$$L = L_{N+1} = L_N = \dots = PR.$$

Расходы фаз в исчерпывающей части колонны можно находить двумя способами. Если исходить из теплового баланса кипятыльника, то эти расходы должны быть равны:

$$G = G_0 = G_1 = \dots = Q_k / (I_0 - i_w); \quad (3.72)$$

$$L = L_1 = L_2 = \dots = G + W$$

Чаще мольные расходы фаз в исчерпывающей части определяют, исходя из теплового баланса для тарелки питания. В этом случае

$$G = G_0 = G_1 = \dots = P(R + 1) - \varphi F; \quad (3.73)$$

$$L = L_1 = L_2 = \dots = PR + (1 - \varphi)F.$$

Коэффициент φ зависит от термодинамического состояния питания. Он определяется уравнением

$$\varphi = (i_F - i) / (I - i), \quad (3.74)$$

где I и i — соответственно мольные энтальпии пара и жидкости в колонне. Обычно их принимают равными энтальпиям пара и жидкости при их составе, одинаковом с составом исходной смеси при ее температуре кипения. При подаче исходной смеси в виде жидкости, нагретой до температуры кипения, $\varphi = 0$. При подаче на ректификацию холодной жидкости $\varphi < 0$. При питании колонны насыщенным паром $\varphi = 1$.

Применение допущения о постоянстве мольных расходов значительно упрощает расчет ректификации, так как из систем уравнений (3.68), (3.69) исключаются уравнения теплового баланса, а уравнения материального баланса (уравнения рабочих линий) упрощаются до линейных зависимостей:

$$y_{n-1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_P}{R+1} \quad (n > f); \quad (3.75)$$

$$y_{n-1} = \frac{R + (1 - \varphi) F/P}{R + 1 - \varphi F/P} x_n + \frac{(1 - F/P) x_W}{R + 1 - \varphi F/P} \quad (n \leq f). \quad (3.76)$$

Уравнения (3.75) и (3.76) применяют и к аппаратам с непрерывным контактом фаз (для модели идеального вытеснения), но без индексов n и $n - 1$.

Уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны можно представить и в таком виде:

$$y_{n-1} = (1 + R_1) x_n / R_1 - x_W / R_1, \quad (3.77)$$

где R_1 — отношение мольных расходов пара и кубового остатка.

Расчет числа теоретических ступеней при допущении постоянства мольных расходов заключается в последовательном применении ко всем ступеням условия равновесия между паром и жидкостью (3.22) и уравнений рабочих линий. Возможная схема расчета приведена на рис. 3.8 (см. стр. 112).

На практике данный алгоритм часто выполняют графически, строя ступенчатую линию между кривой равновесия и рабочей линией.

Пример 8. Определить число теоретических ступеней, необходимых для осуществления процесса ректификации, описанного в примере 7, используя допущение о постоянстве мольных расходов фаз.

Уравнения рабочих линий. Так как в данном случае $R = 1$, $F/P = 0,01/0,00398 = 2,5126$ и $\varphi = 0$ (см. пример 7), то уравнения (3.75) и (3.76), если их представить в виде зависимости концентраций в жидкости от концентраций в паре, примут вид:

$$\begin{aligned} x_n &= 2y_{n-1} - 0,99 \quad (n > f); \\ x_n &= 0,5694y_{n-1} + 0,00431 \quad (n \leq f). \end{aligned}$$

Расчет числа теоретических ступеней. Так как $x_1 = x_W = 0,01$ мол. доли, то y_1 можно найти из равновесных данных, приведенных в примере 7. Интерполяцией находим $y_1 = 0,067$ мол. доли. Концентрацию более летучего компонента в жидкости, выходящей со второй ступени, находим по уравнению рабочей линии для исчерпывающей части колонны при $n = 2$:

$$x_2 = 0,5694y_1 + 0,00431 = 0,5694 \cdot 0,067 + 0,00431 = 0,0424 \text{ мол. доли.}$$

Используя равновесные данные и уравнение рабочей линии для последующих ступеней, получим (все концентрации в мол. долях)

$$\begin{aligned} y_2 &= 0,2391; & y_3 &= 0,4980; & y_4 &= 0,6546; \\ x_3 &= 0,1404; & x_4 &= 0,2879; & x_5 &= 0,3770. \end{aligned}$$

Так как с 5-й ступени стекает жидкость, близкая по составу к исходной смеси, примем ее за ступень питания, и далее для определения составов жидкости будем поль-

зоваться уравнением рабочей линии для укрепляющей части колонны. Последующие расчеты дают:

$y_5 = 0,7143$	$y_{13} = 0,9279$	$x_5 = 0,4385$	$x_{13} = 0,8300$
$y_6 = 0,7483$	$y_{14} = 0,9433$	$x_7 = 0,5065$	$x_{14} = 0,8658$
$y_7 = 0,7820$	$y_{15} = 0,9565$	$x_8 = 0,5740$	$x_{15} = 0,8966$
$y_8 = 0,8130$	$y_{16} = 0,9677$	$x_9 = 0,6361$	$x_{16} = 0,9231$
$y_9 = 0,8412$	$y_{17} = 0,9771$	$x_{10} = 0,6925$	$x_{17} = 0,9454$
$y_{10} = 0,8666$	$y_{18} = 0,9849$	$x_{11} = 0,7432$	$x_{18} = 0,9641$
$y_{11} = 0,8894$	$y_{19} = 0,9915$	$x_{12} = 0,7889$	$x_{19} = 0,9799$
$y_{12} = 0,9100$			

Как видим, с 19-й ступени уходит пар, содержание метанола в котором превышает его содержание в дистилляте. Следовательно, при подаче исходной смеси на 5-ю ступень для осуществления данного процесса необходим аппарат, эквивалентный 19 теоретическим ступеням.

Сопоставление с результатами точного расчета числа теоретических ступеней, выполненного в примере 7, показывает, что расхождение составляет три теоретических ступени. Такое расхождение обусловлено тем, что в данном случае энтальпии фаз претерпевают ощутимые, хотя и не очень большие, изменения. В частности, мольная энтальпия пара изменяется примерно на 16 %.

3.2.4. Определение основных размеров ректификационных колонн

К основным размерам ректификационной колонны относят ее диаметр и высоту рабочей части. При подборе диаметра должны быть удовлетворены следующие условия:

- 1) скорости фаз должны быть меньше скоростей, при которых наступает захлебывание колонны;
- 2) гидродинамические условия в колонне должны быть такими, чтобы ее массообменная эффективность была близка к оптимальной;
- 3) диаметры колонн должны удовлетворять требованиям существующих стандартов.

В ректификационных колоннах массовые расходы и свойства фаз могут претерпевать значительные изменения по высоте. Поэтому обычно расчет диаметра для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны проводят раздельно. Иногда верхнюю и нижнюю части ректификационной колонны приходится проектировать с разными диаметрами или с различным внутренним устройством (разный размер насадки, разное расстояние между тарелками).

Пример 9. Подобрать диаметр ректификационной колонны с колпачковыми тарелками для разделения смеси метанол — вода (см. примеры 7 и 8).

Диапазон эффективной работы барботажных тарелок обычно характеризуют величиной F-фактора, равного произведению скорости пара на квадратный корень из плотности пара. Для колпачковых тарелок при выражении скорости пара в м/с, плотности пара в кг/м^3 и отнесении скорости пара к свободному сечению колонны этот диапазон составляет [8]: $0,48 < \omega_H \sqrt{\rho_H} < 2,8$.

Определим, при каких диаметрах колонны это условие удовлетворяется. Расход пара, поступающего в колонну из кипятильника, составляет 0,00732 кмоль/с (см. пример 7). Молекулярная масса этого пара, содержащего 0,01 мол. доли метанола, равна 18,16. Следовательно, массовый расход пара составит $G = 0,00732 \cdot 18,16 = 0,133$ кг/с. Определим плотность пара при температуре 98,2 °С, равной температуре на нижней тарелке, и нормальном давлении, считая применимыми законы идеальных газов:

$$\rho_H = \frac{pM}{RT} = \frac{1,013 \cdot 10^5 \cdot 18,16}{8314 (273,15 + 98,2)} = 0,596 \text{ кг/м}^3$$

Таким образом, объемный расход пара на нижней тарелке

$$V_H = G/\rho_H = 0,133/0,596 = 0,223 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Максимальный диаметр колонны, при котором будет соблюдаться приведенное выше условие эффективной работы тарелок, может быть определен из уравнения

$$\omega_H \sqrt{\rho_H} = 4V_H \sqrt{\rho_H} / (\pi D_{\max}^2) = 0,48,$$

откуда следует, что

$$D_{\max} = \sqrt{4V_H \sqrt{\rho_H} / (0,48\pi)} = \sqrt{4 \cdot 0,223 \sqrt{0,596} / (0,48 \cdot 3,14)} = 0,68 \text{ м}.$$

Аналогичным образом находим минимальный для диапазона скоростей пара, соответ-

ствующих эффективной работе тарелок, диаметр колонны:

$$D_{\min} = \sqrt{4 \cdot 0,223 \sqrt{0,596} / (2,8 \cdot 3,14)} = 0,28 \text{ м.}$$

Из примера 7 имеем, что на тарелке питания мольный расход пара составляет 0,00756 кмоль/с, содержание метанола в нем 0,726 мол. доли, а температура равна 74,6 °С. Повторяя расчет для условий на тарелке питания, получим: $M=28,2$, $G=0,213$ кг/с, $\rho_y=0,988$ кг/м³ (пренебрегая изменением давления, обусловленным гидравлическим сопротивлением тарелок) $V_y=0,216$ м³/с, $D_{\max}=0,75$ м, $D_{\min}=0,31$ м.

Таким образом, для исчерпывающей части колонны можно использовать стандартные колпачковые тарелки диаметром 400 и 600 мм [18]

Повторение расчета для условий в верхней части колонны показывает, что тарелки этого диаметра применимы в данном случае и для укрепляющей части колонны.

Скорость пара при захлебывании и. Предельные скорости пара, при которых начинается захлебывание в тарельчатых колоннах, обычно рассчитывают по уравнению

$$w_{y3} = C \sqrt{(\rho_x - \rho_y) / \rho_y}, \quad (3.78)$$

где C — эмпирический коэффициент. Для тарелок с капюльными колпачками коэффициент C можно определить из эмпирической зависимости

$$C = \left[b - a \lg \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \right) \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \quad (3.79)$$

где σ — поверхностное натяжение, Н/м. Коэффициенты a и b выражаются зависимостями:

$$\begin{aligned} \text{при } \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} < 0,2 & \quad a = 0,0492h + 0,0041; \\ & \quad b = 0,0564h + 0,0207; \\ \text{при } 0,2 < \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} < 1 & \quad a = 0,0816h + 0,0149; \\ & \quad b = 0,0336h + 0,0134, \end{aligned}$$

где h — расстояние между тарелками, м. При использовании этих зависимостей для расчета коэффициента C уравнение (3.78) дает скорость пара при захлебывании (в м/с), рассчитанную по поперечному сечению сепарационного пространства.

Для условий данной задачи на нижней тарелке расход пара составляет 0,0732 кмоль/с, расход жидкости 0,01334 кмоль/с (пример 7). Их массовые расходы соответственно равны: $G=0,133$ кг/с, $L=0,242$ кг/с. Плотность жидкой фазы, содержащей на нижней тарелке около 1 % (мол.) метанола, рассчитанная из плотностей воды и метанола при 98,2 °С по аддитивности мольных объемов, составляет $\rho_x=954$ кг/м³. Поверхностное натяжение этого раствора, рассчитанное по методу Тамуры [5], равно $\sigma=0,056$ Н/м.

Исходя из этих данных, для нижней тарелки при межтарельчатом расстоянии 0,2 м получим:

$$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} = \frac{0,242}{0,133} \sqrt{\frac{0,596}{954}} = 0,0455;$$

$$a = 0,0492 \cdot 0,2 + 0,0041 = 0,0139; \quad b = 0,0564 \cdot 0,2 + 0,0207 = 0,0320;$$

$$C = [0,0320 - 0,0139 \lg(0,0455)] (0,056/0,02)^{0,2} = 0,0622;$$

$$w_{y3} = 0,0622 \sqrt{(954 - 0,596) / 0,596} = 2,5 \text{ м/с.}$$

Скорости пара при захлебывании, рассчитанные аналогичным образом для других межтарельчатых расстояний при различном положении тарелок в колонне, приведены ниже (расходы, составы и температуры фаз в верхней части колонны и вблизи тарелки питания взяты из решения примера 7; плотности жидкости на верхней тарелке и тарелке питания равны 750 и 830 кг/м³, а поверхностное натяжение соответственно 19 и 38 мН/м):

Тарелка	Скорость пара при захлебывании, м/с, при расстоянии между тарелками (в м)			
	0,2	0,3	0,4	0,5
Нижняя	2,5	3,1	3,7	4,3
Питания	1,6	2,0	2,4	2,8
Первая над тарелкой питания	1,9	2,3	2,8	3,3
Верхняя	1,4	1,8	2,1	2,5

Как видно, скорости пара при захлебывании в укрепляющей части колонны, несмотря на меньший расход жидкости, ниже вследствие большей плотности пара и меньшего поверхностного натяжения.

Выбор диаметров тарелок и межтарельчатых расстояний. Для выбора подходящих по условиям захлебывания расстояний между тарелками и их диаметров проведем расчет скоростей пара в колоннах диаметром 400 и 600 мм. Скорости пара, как и скорости пара при захлебывании, будем рассчитывать по площади сепарационного пространства (свободное сечение колонны за вычетом поперечного сечения переливной трубы). Для тарелок диаметром 400 и 600 мм свободное сечение колонны составляет 0,126 и 0,283 м², а сечения переливных труб равны соответственно 0,0043 и 0,012 м² [18]. Так как объемный расход пара на нижней тарелке равен 0,223 м³/с, то в колонне диаметром 400 мм скорость пара в этом сечении колонны:

$$\omega_y = 0,223 / (0,126 - 0,0043) = 1,83 \text{ м/с.}$$

Результаты расчета скоростей пара для других тарелок приведены ниже:

Тарелка	Скорости пара, м/с, в колонне диаметром (в мм)		Тарелка	Скорости пара, м/с, в колонне диаметром (в мм)	
	400	600		400	600
Нижняя	1,83	0,82	Первая над тарелкой питания	1,78	0,80
Питания	1,78	0,80	Верхняя	1,82	0,82

Сопоставление скоростей пара со скоростями пара при захлебывании показывает, что при расстоянии между тарелками 0,4 и 0,5 м можно использовать тарелки как диаметром 600 мм, так и диаметром 400 мм. При расстоянии между тарелками 200 мм можно использовать тарелки диаметром только 600 мм, а при расстоянии между тарелками 300 мм тарелки диаметром 400 мм годятся только для исчерпывающей части колонны.

Для более надежного выбора межтарельчатого расстояния и диаметра тарелок требуется оценить еще унос капель жидкости паром, градиент уровня жидкости на тарелке; высоту столба жидкости в переливе, а также гидравлическое сопротивление тарелки [8]. Окончательный выбор оптимального варианта следует проводить методами оптимизации после определения требуемого числа тарелок (см. гл. 6)

Рабочую высоту насадочных и тарельчатых ректификационных колонн определяют теми же методами, что и для абсорбционных и экстракционных колонн (см. разд. 3.1.5). Так, число тарелок можно найти на основе данных для средней эффективности тарелок. Для оценки средней эффективности колпачковых тарелок можно использовать эмпирическую зависимость [11], ириведенную на рис. 3.9. На графике по оси абсцисс отложено произведение рассчитанной по составу исходной смеси среднемолярной вязкости компонентов в жидком состоянии [в мПа·с) на среднее значение относительной летучести:

$$\alpha_{\text{ср}} = \frac{y^*(x)(1-x)}{x[1-y^*(x)]}$$

Пример 10. Оценить среднюю эффективность тарелок для процесса ректификации, рассмотренного в примерах 7, 8 и 9.

В примере 7 были определены температуры на нижней (98,2 °С) и верхней (64,8 °С) тарелках. Следовательно, средняя температура в колонне равна $(98,2 + 64,8) / 2 = 81,5$ °С. Из равновесных данных (см. пример 7) путем интерполяции находим равновесные составы фаз при этой температуре: $x = 0,205$ и $y^*(x) = 0,584$. Относительная летучесть при этой средней температуре равна:

$$\alpha_{\text{ср}} = 0,584(1 - 0,205) / [0,205(1 - 0,584)] = 5,4.$$

Вязкости метанола и воды при температуре 81,5 °С приблизительно равны [6] соответственно 0,29 и 0,35 сП. Среднемолярная вязкость жидкости при составе, соответствующем составу исходной смеси ($x_F = 0,4$ мол. доли), получается равной:

$$\mu_{\text{ср}} = 0,29 \cdot 0,4 + 0,35(1 - 0,4) = 0,33 \text{ мПа} \cdot \text{с.}$$

Так как $\alpha_{\text{ср}} \mu_{\text{ср}} = 5,4 \cdot 0,33 = 1,8$, то из графика на рис. 3.9 следует, что ориентировочное значение средней эффективности тарелок для данного процесса $\eta = 0,42$.

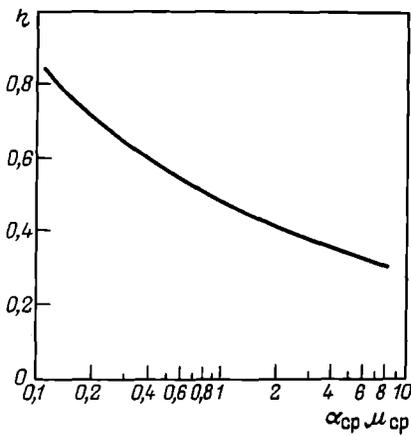


Рис. 3.9. Корреляция для определения среднего к.п.д. колпачковых тарелок ректификационных колонн

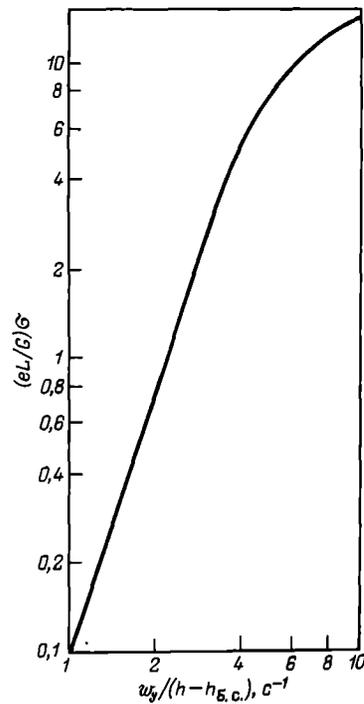


Рис. 3.10. Корреляция для определения уноса на колпачковых тарелках

Как отмечалось выше, более точным, но требующим значительно большего числа данных, является метод расчета, основанный на учете эффективности каждой отдельной тарелки. В этом случае рассчитывают эффективность по Мэрффи $E_{M,y}$ каждой тарелки (поскольку при ректификации обычно большая доля диффузионного сопротивления сосредоточена в паровой фазе, эффективность по Мэрффи определяется по паровой фазе). При применении этого метода проводят последовательный расчет составов фаз, уходящих со всех тарелок, начиная с нижней тарелки. Этот расчет можно выполнять по тем же алгоритмам, по которым проводят расчет требуемого числа теоретических ступеней (рис. 3.7 и 3.8), за исключением того, что состав пара, уходящего с n -й тарелки, определяют по уравнению

$$y_n = y_{n-1} + E_{M,y} [y^*(x_n) - y_{n-1}], \quad (3.80)$$

где $E_{M,y}$ — эффективность по Мэрффи n -й (считая снизу) тарелки.

Методы расчета эффективности по Мэрффи, зависящей от числа единиц переноса, приходящихся на одну тарелку, и от принятой модели структуры потоков, описаны в разд. 3.1.6.

Пример 11. Определить эффективность по Мэрффи первой (нижней) тарелки для процесса ректификации, рассмотренного в примерах 7—10, в колонне диаметром 600 мм с колпачковыми тарелками при высоте перелива 30 мм.

Для расчета эффективности используем метод [11], в котором для жидкой фазы применяется диффузионная модель, а коэффициент продольного перемешивания в жидкой фазе E_x рассчитывается (в m^2/c) по эмпирическому уравнению

$$E_x = (0.00378 + 0.0171w_y + 3.68V_x/l_{cp} + 0.18h_n)^2, \quad (3.81)$$

где w_y — скорость пара в м/с, рассчитанная на рабочую (активную) площадь тарелки; V_x/l_{cp} — объемный расход жидкости, отнесенный к средней глубине потока жидкости на тарелке в m^2/c (l_{cp} можно принять равным отношению рабочей площади тарелки к длине пути жидкости на тарелке); h_n — высота перелива в м.

Расчет фазовых чисел единиц переноса в этом методе проводят по уравнениям

$$n_y = (0,776 + 4,63h_n - 0,238\omega_y\sqrt{\rho_y} + 105V_x/l_{cp}) (Pr'_y) \quad (3.82)$$

$$n_x = 2,03 \cdot 10^4 \sqrt{D_x} [0,21\omega_y\sqrt{\rho_y} + 0,15] \tau, \quad (3.83)$$

где ρ_y — плотность пара, кг/м³; Pr'_y — диффузионный критерий Прандтля для паровой фазы; D_x — коэффициент диффузии для жидкой фазы, м²/с; τ — среднее время пребывания жидкости на тарелке, с.

Для определения времени пребывания жидкости на тарелке необходимо знать рабочую площадь тарелки S_p и высоту запаса жидкости на тарелке h_n , которую рассчитывают по уравнению (в м):

$$h_n = 0,042 + 0,19h_n - 0,0135\omega_y\sqrt{\rho_y} + 2,4V_x/l_{cp}. \quad (3.84)$$

Эффективность тарелки по Мэрфри при расчете по диффузионной модели зависит от локальной эффективности, фактора массопередачи и критерия Пекле, характеризующего продольное перемешивание в жидкой фазе [уравнение (3.54)].

Локальная эффективность. В примере 7 для первой тарелки было найдено: $V_y = 0,223$ м³/с, $\rho_y = 0,596$ кг/м³; $L = 0,242$ кг/с, $\rho_x = 954$ кг/м³, $t = 98,2$ °С.

Так как рабочая площадь стандартной тарелки диаметром 600 мм составляет 0,187 м², а длина пути жидкости $b = 0,345$ м [18], то

$$l_{cp} = 0,187/0,345 = 0,542; \quad \omega_y = V_y/S_p = 0,223/0,187 = 1,19 \text{ м/с};$$

$$V_x/l_{cp} = L/(\rho_x l_{cp}) = 0,242/(954 \cdot 0,542) = 0,000468 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии для паровой фазы (в м²/с) при $t = 98,2$ °С (давление будем считать нормальным) рассчитаем по уравнению [5]

$$D_y = \frac{1,013 \cdot 10^{-8} T^{1,75}}{p (v_1^{1/3} + v_2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}},$$

где M_1 и M_2 — молекулярные массы компонентов, равные в данном случае 32,04 и 18,02; v_1 и v_2 — диффузионные молярные объемы; p — давление, МПа.

Диффузионный молярный объем воды равен 12,7, а диффузионный молярный объем метанола можно подсчитать как сумму четырех диффузионных объемов водорода (1,98) и диффузионных объемов углерода (16,5) и кислорода (5,48): $4 \cdot 1,98 + 16,5 + 5,48 = 29,9$. Следовательно,

$$D_y = \frac{1,013 \cdot 10^{-8} (273,15 + 98,2)^{1,75}}{0,1013 (29,3^{1/3} + 12,7^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{32,04} + \frac{1}{18,02}} = 3,13 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Принимая вязкость пара на нижней тарелке (где концентрация метанола мала) равной вязкости водяного пара (которая при температуре около 100 °С равна 0,012 мПа·с), находим значение диффузионного критерия Прандтля:

$$Pr'_y = \mu_y/(\rho_y D_y) = 0,012 \cdot 10^{-3}/(0,596 \cdot 3,13 \cdot 10^{-5}) = 0,64.$$

Подставляя это значение в уравнение (3.82), получим:

$$n_y = (0,776 + 4,63 \cdot 0,03 - 0,238 \cdot 1,19 \sqrt{0,596} + 105 \cdot 0,000468) 0,64^{-0,5} = 0,93.$$

Коэффициент диффузии для разбавленного раствора метанола в воде (в м²/с) рассчитаем по уравнению [5]

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \sqrt{\varphi MT}/(\mu v^{0,6}),$$

где φ — фактор ассоциации растворителя, равный для воды 2,6; M — молекулярная масса растворителя; μ — вязкость раствора, мПа·с; v — молярный объем растворенного вещества при температуре кипения, равный для метанола [5] сумме четырех атомных объемов водорода (3,7), атомного объема углерода (14,8) и атомного объема кислорода (7,4): $4 \cdot 3,7 + 14,8 + 7,4 = 37$ см³/моль.

Принимая вязкость жидкости равной вязкости воды при 98,2 °С (0,289 мПа·с), получим:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \sqrt{2,6 \cdot 18,02 (273,15 + 98,2)} / (0,289 \cdot 37^{0,6}) = 7,5 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Рассчитаем среднее время пребывания жидкости на тарелке с помощью уравнения (3.84):

$$h_n = 0,042 + 0,19 \cdot 0,03 - 0,0135 \cdot 1,19 \sqrt{0,596} + 2,4 \cdot 0,000468 = 0,036 \text{ м};$$

$$\tau = S_p h_n / V_x = 0,187 \cdot 0,036 / 0,000254 = 26,5 \text{ с}.$$

Подставляя эти значения в уравнение (3.83), найдем:

$$n_x = 2,03 \cdot 10^{-4} \sqrt{7,5 \cdot 10^{-9} (0,21 \cdot 1,19 \sqrt{0,596} + 0,15)} 26,5 = 16.$$

Определим фактор массопередачи mG/L . Тангенс угла наклона линии равновесия при малых концентрациях метанола можно принять равным $m = 0,134/0,02 = 6,7$ (см. равновесные данные в примере 7). Так как молярные расходы фаз равны $G = 0,00732$ кмоль/с и $L = 0,01334$ кмоль/с, то фактор массопередачи $mG/L = 6,7 \cdot 0,00732/0,01334 = 3,68$. Подставляя это значение в уравнение (3.58), получим общее число единиц переноса для нижней тарелки:

$$n_{oy} = \left(\frac{1}{n_y} + \frac{mG}{L} \frac{1}{n_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,93} + 3,68 \frac{1}{16} \right)^{-1} = 0,77.$$

Принимая для паровой фазы модель идеального вытеснения, находим локальную эффективность (см. разд. 3.1.6):

$$E_0 = 1 - e^{-n_{oy}} = 1 - e^{-0,77} = 0,54.$$

Эффективность тарелки по Мэрфри. Коэффициент продольного перемешивания в жидкой фазе в соответствии с уравнением (3.81) равен:

$$E_r = (0,00378 + 0,0171 \cdot 1,19 + 3,68 \cdot 0,000468 + 0,18 \cdot 0,03)^2 = 9,8 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Рассчитаем следующие величины: критерий Пекле для продольного перемешивания

$$Pe_r = b^2 / (E_r \tau) = 0,345^2 / (9,8 \cdot 10^{-4} \cdot 26,5) = 4,6;$$

коэффициент η в уравнении (3.54)

$$\eta = \frac{Pe_r}{2} \left\{ \sqrt{1 + \left(\frac{4E_0}{Pe_r} \right) \frac{mG}{L}} - 1 \right\} = \frac{4,6}{2} \left\{ \sqrt{1 + \frac{4 \cdot 0,43}{4,6} 3,68} - 1 \right\} = 1,24;$$

эффективность по Мэрфри

$$E_{My} = E_0 \left\{ \frac{1 - \exp(-\lambda)}{\lambda(1 + \lambda/\eta)} + \frac{\exp \eta - 1}{\eta(1 + \eta/\lambda)} \right\} = 0,54 \left\{ \frac{1 - \exp(-5,84)}{5,84(1 + 5,84/1,24)} + \frac{\exp(1,24) - 1}{1,24(1 + 1,24/5,84)} \right\} = 0,88.$$

где $\lambda = \eta + Pe_r = 1,24 + 4,6 = 5,84$.

Влияние уноса жидкой фазы паром на эффективность тарелки. Методика расчета эффективности тарелок на основе уравнений (3.81) — (3.84) не позволяет учесть влияние уноса капель жидкости паром. Приближенная оценка влияния уноса в ректификационных колоннах выполняется с помощью уравнения [11]:

$$E'_{My} = E_{My} / (1 + eE_{My}), \quad (3.85)$$

где E'_{My} — эффективность по Мэрфри с учетом уноса; e — унос жидкости в долях от расхода жидкой фазы.

В колоннах с колпачковыми тарелками унос можно определить с помощью графической корреляции на рис. 3.10. На этом графике унос представлен в виде функции от отношения $\omega_y / (h - h_{\delta c})$, где ω_y — скорость пара, рассчитанная на свободное сечение колонны; $h - h_{\delta c}$ — высота сепарационного пространства над барботажным слоем на тарелке. Высоту барботажного слоя $h_{\delta c}$ (м) можно найти [11] по эмпирическому уравнению

$$h_{\delta c} = 0,0432 \rho_y \omega_y^2 + 1,89 h_n - 0,0406.$$

Для условий рассматриваемой задачи ($\rho_y = 0,596$ кг/м³, $\omega_y = 1,19$ м/с, $h_n = 0,03$ м) получим:

$$h_{\delta c} = 0,0432 \cdot 0,596 \cdot 1,19^2 + 1,89 \cdot 0,03 - 0,0406 = 0,053 \text{ м}.$$

Следовательно, высота сепарационного пространства $h - h_{\delta c}$ при расстоянии между тарелками 0,2 м составит: $0,2 - 0,053 = 0,147$ м. Вычислив скорость пара, отнесенную к свободному сечению колонны:

$$\omega_y = V_y / S = 0,223 / (3,14 \cdot 0,6^2 / 4) = 0,79 \text{ м/с},$$

получим:

$$\omega_y / (h - h_{\delta c}) = 0,79 / 0,147 = 5,4 \text{ с}^{-1},$$

откуда ордината на графике для уноса (см. рис. 3.10) равна приблизительно 9. Следовательно,

$$e = \left(\frac{eL}{G} \right) \sigma \frac{G}{L\sigma} = 9 \frac{0,00732}{0,01334 \cdot 56} = 0,09 \text{ кмоль/кмоль жидкости.}$$

В соответствии с уравнением (3.85) получим:

$$E'_{My} = 0,88 / (1 + 0,09 \cdot 0,88) = 0,81.$$

Унос и, следовательно, эффективность тарелки зависят от выбранного расстояния между тарелками. Следует также отметить сильное влияние на унос поверхностного натяжения. Для рассматриваемого процесса ректификации смеси метанол — вода на верхних тарелках ввиду значительно меньшего поверхностного натяжения унос должен быть гораздо больше, а эффективность тарелок заметно ниже, чем на нижних.

Пример 12. Путем расчета составов фаз методом «от тарелки к тарелке» определить число колпачковых тарелок диаметром 0,6 м, необходимых для осуществления процесса ректификации, рассмотренного в примерах 7—11, при расстоянии между тарелками 200, 300 и 400 мм.

Для решения данной задачи была составлена программа расчета на ЭВМ по алгоритму, приведенному на рис. 3.8, с учетом уравнения (3.80). Эффективность каждой тарелки по Мэрфри E_{My} рассчитывали, как показано в примере 11; при этом были сделаны следующие основные допущения:

1) принимали постоянство мольных расходов фаз;
 2) в качестве коэффициентов диффузии использовали меньшие из значений коэффициентов, рассчитанных по уравнениям, приведенным в примере 11, при условиях на верхней и нижней тарелках;

3) температуру и плотность жидкости, поверхностное натяжение и унос принимали для каждой из частей колонны равными их средним значениям в соответствующей части.

Результаты расчетов приведены ниже:

Показатели	Расстояние между тарелками, мм		
	200	300	400

Унос, кмоль/кмоль жидкости:

укрепляющая колонна	1	0,45	0,15
исчерпывающая колонна	0,13	0,04	0,01
Диапазон изменения E'_{My}	0,43—0,84	0,56—0,94	0,68—0,97
Требуемое число тарелок	43	33	28
Номер тарелки питания (считая снизу)	7	7	7
Средний к. п. д. тарелки	0,45	0,57	0,68

Для данного процесса характерна высокая эффективность нижних тарелок и заметно более низкая — тарелок укрепляющей части, главным образом ввиду значительно большего уноса. По-видимому, в данном случае целесообразно различное расстояние между тарелками в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны, хотя окончательный выбор того или иного варианта колонны должен основываться на методах оптимизации, например на сопоставлении годовых затрат на проведение процесса (см. гл. 6).

3.2.5. Выбор флегмового числа

Одной из задач расчета ректификации является определение флегмового числа, при котором должен осуществляться процесс. Значение R обычно находят подбором, проводя расчет колонны при различных значениях флегмового числа и сопоставляя затраты. Исходным при выборе флегмового числа является его минимальное значение. Оно может быть определено как наименьшее значение, при котором из данной смеси могут быть получены дистиллят и кубовый остаток определенного состава в колонне конечных размеров.

Точное определение R_{min} возможно итерационными методами, например путем расчета требуемого числа теоретических ступеней с учетом изменения мольных расходов фаз при разных R и определения такого значения R , при котором число ступеней становится очень большим. На практике обычно для нахождения R_{min} ограничиваются определением предельно возможного положения рабочих линий процесса. Для этого

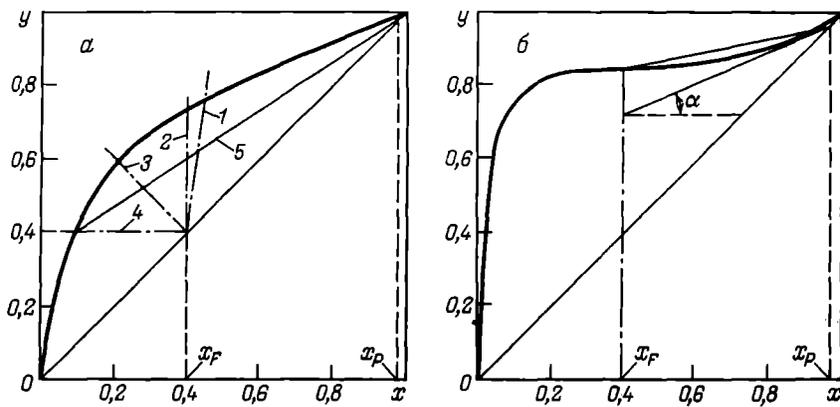


Рис. 3.11. К определению минимального флегмового числа:

a — по координатам точки пересечения рабочей линии с линией питания (1, 2, 3, 4 — линии питания соответственно при $\varphi < 0$, $\varphi = 0$, $0 < \varphi < 1$, $\varphi = 1$; 5 — рабочая линия при минимальном флегмовом числе и $\varphi = 1$); *б* — по тангенсу угла наклона касательной к равновесной линии

на диаграмме $x-y$ строят линию равновесия и так называемую «линию питания», представляющую собой геометрическое место точек пересечения рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны. Линию питания строят по уравнению

$$y = (\varphi - 1)x/\varphi + x_F/\varphi. \quad (3.86)$$

Если прямая, соединяющая на диаграмме $x-y$ точку на диагонали с координатами $x = x_p$, $y = x_p$ с точкой пересечения линии питания и равновесия не пересекает линию равновесия, то минимальное флегмовое число определяется уравнением

$$R_{\min} = (x_p - y^*) / (y^* - x^*), \quad (3.87)$$

где y^* и x^* — соответственно ордината и абсцисса точки пересечения линии питания с линией равновесия.

Этот случай показан на рис. 3.11, *a*. При подаче питания в виде жидкости, нагретой до температуры кипения, $\varphi = 0$ (см. разд. 3.2.3), уравнение линии питания $x = x_F$ и $x^* = x_F$, а $y^* = y^*(x_F)$.

Если проведенная указанным выше способом прямая пересекает линию равновесия, то R_{\min} будет меньше, чем следует из уравнения (3.87). В этом случае (рис. 3.11, *б*) следует провести касательную к линии равновесия из точки на диагонали диаграммы с координатами $x = x_p$, $y = x_p$ и определить тангенс угла наклона этой касательной $\text{tg } \alpha$ по отношению к положительному направлению оси абсцисс. Минимальное флегмовое число при этом может быть найдено по уравнению

$$R_{\min} = \text{tg } \alpha / (1 - \text{tg } \alpha)$$

Оптимальное флегмовое число, как правило, ненамного превышает R_{\min} — чаще всего не более чем на 10–30 %.

Пример 13. Определить минимальное флегмовое число для процесса ректификации смеси метанол — вода, содержащей 40 % (мол.) метанола под атмосферным давлением, если исходная смесь подается: а) при температуре 20 °С; б) в виде жидкости, нагретой до температуры кипения; в) в виде насыщенного пара. Дистиллят должен содержать 99 % (мол.) метанола.

Если для расчета энтальпии исходной смеси при 20 °С использовать данные, приведенные в примере 7, получим $i_F = -1260$ кДж/кмоль (за начало отсчета выбрана температура 25 °С). Так как энтальпия исходной смеси в жидком виде при температуре кипения (75,3 °С) равна 3700 кДж/кмоль (пример 7), а энтальпия исходной смеси в состоянии насыщенного пара по тем же данным равна 43650 кДж/кмоль, то коэффициент φ при подаче питания в виде холодной (при 20 °С) жидкости может быть принят равным

$$\varphi = (-1260 - 3700) / (43650 - 3700) = -0,124.$$

При подаче питания в виде жидкости, нагретой до температуры кипения, $\varphi = 0$; если исходная смесь поступает в виде насыщенного пара, $\varphi = 1$.

Построив линии питания для трех указанных значений φ (рис. 3.11, а) и найдя точки пересечения этих линий с линией равновесия, получим координаты этих точек:

$$\text{а) } y^* = 0,748, \quad x^* = 0,438; \quad \text{б) } y^* = 0,729, \quad x^* = 0,4; \quad \text{в) } y^* = 0,4, \quad x^* = 0,093.$$

В данном случае для определения минимального флегмового числа можно использовать уравнение (3.87), из которого для случая а) получим:

$$R_{\min} = (x_p - y^*) / (y^* - x^*) = (0,99 - 0,748) / (0,748 - 0,438) = 0,78.$$

Для случаев б) и в) минимальные флегмовые числа будут равны соответственно 0,79 и 1,9.

3.3. МНОГОКОМПОНЕНТНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

В данном разделе рассматривается процесс непрерывной ректификации смесей с произвольным числом компонентов в простых (т. е. с одним питанием, без отбора промежуточных фракций) колоннах (см. рис. 3.6). В систему уравнений, описывающих работу такой колонны, входят уравнения тепловых и материальных балансов для каждого компонента, аналогичные соответствующим уравнениям для бинарной ректификации, а также зависимости, характеризующие парожидкостное равновесие. Для количественного описания равновесия используют либо коэффициенты распределения m_i , либо коэффициенты относительной летучести α_i . В первом случае равновесные составы определяют по уравнениям

$$y_i^* = m_i x_i \quad (i = 1, 2, \dots, b), \quad (3.88)$$

где i — номер компонента; b — число компонентов. В данной главе нумерация компонентов ведется в порядке убывания их летучести, а относительную летучесть определяют по наименее летучему из компонентов:

$$\alpha_i = m_i / m_b \quad (i = 1, 2, \dots, b). \quad (3.89)$$

Равновесные составы фаз выражают через относительные летучести компонентов следующим образом:

$$y_i^* = \alpha_i x_i / \sum_{i=1}^b \alpha_i x_i; \quad x_i^* = (y_i / \alpha_i) / \sum_{i=1}^b y_i / \alpha_i. \quad (3.90)$$

Коэффициенты распределения и относительные летучести компонентов являются функциями состава и параметров состояния. Однако в приближенных методах расчета коэффициенты относительной летучести часто принимают постоянными.

Если расчет процесса основывается на модели ректификационной колонны, состоящей из определенного числа теоретических ступеней, то при допущении постоянства мольных расходов пара и жидкости систему уравнений, характеризующую процесс многокомпонентной ректификации, можно представить в виде:

$$F x_{F,i} = P x_{P,i} + W x_{W,i} \quad (3.91)$$

$$G y_{n-1,i} = L x_{n,i} + P x_{P,i} \quad (n > f); \quad (3.92)$$

$$L x_{n,i} = G y_{n-1,i} + W x_{W,i} \quad (n \leq f); \quad (3.93)$$

$$y_{n,i} = m_{n,i} x_{n,i} \quad (i = 1, 2, \dots, b; \quad n = 1, 2, \dots, N_t). \quad (3.94)$$

Как и при рассмотрении бинарной ректификации, в данной системе уравнений пренебрегают разделяющим действием кипятильника и дефлегматора. Для тарельчатых колонн вместо уравнений (3.94) можно использовать зависимости, в которых отклонение от равновесия на каждой тарелке характеризуется коэффициентами испарения $\beta_{n,i}$ или эффективностями по Мэрфи $E_{M y, n, i}$:

$$y_{n,i} = \beta_{n,i} m_{n,i} x_{n,i}$$

$$y_{n,i} = y_{n-1,i} + E_{M y, n, i} (m_{n,i} x_{n,i} - y_{n-1,i}).$$

В большинстве случаев достаточно обоснованные данные для оценки коэффициентов испарения или эффективностей по Мэрфри отсутствуют, и расчет многокомпонентной ректификации основывается на определении требуемого числа теоретических ступеней, т. е. сводится к решению уравнений (3.91) — (3.94) совместно с уравнениями (3.67), определяющими тепловые нагрузки дефлегматоров и кипятильника.

Особенности расчета многокомпонентной ректификации. Число уравнений в системе (3.91) — (3.94) таково, что если полностью заданы параметры, характеризующие исходную смесь, и давление, при котором проводится расчет ректификации, то дополнительно может быть задано еще только четыре параметра. В этом случае данная система уравнений становится замкнутой. Эти четыре параметра, задаваемые перед началом расчета, называют независимыми переменными процесса. В отличие от бинарной ректификации, четырех параметров недостаточно для характеристики составов дистиллята и кубового остатка, получаемых в колоннах с многокомпонентным питанием. Поэтому цель решения уравнений (3.91) — (3.94) — не только получение данных, необходимых для определения размеров колонны (например, расчет числа теоретических ступеней), но и определение полных составов продуктов того или иного процесса ректификации.

Расчет многокомпонентной ректификации можно проводить приближенными или точными методами. В первом случае в исходную систему уравнений вносят достаточно грубые упрощения и дополнительные зависимости эмпирического или полуэмпирического характера. Это позволяет получить хотя и приближенное решение, но зато относительно просто и быстро. В качестве четырех независимых переменных в приближенных методах расчета обычно принимают следующие параметры: 1) флегмовое число R ; 2) концентрацию одного из компонентов в дистилляте $x_{P,k}$; 3) концентрацию одного из компонентов в кубовом остатке $x_{W,i}$; 4) номер ступени j , на которую должно подаваться питание.

Такой же выбор независимых переменных используют и в бинарной ректификации, но при многокомпонентном питании этих параметров недостаточно, чтобы перед началом расчета полностью охарактеризовать требуемый состав дистиллята и кубового остатка. Однако при правильном выборе компонентов, для которых задаются концентрации в дистилляте и кубовом остатке, приближенное решение уравнений материального баланса позволяет получить близкое к действительному представление о составах продуктов процесса ректификации. Компонентом, для которого в качестве независимой переменной задается концентрация его в дистилляте (тяжелый ключевой компонент с номером k), как правило, выбирают самый летучий из компонентов, которые предполагается сконцентрировать в кубовом остатке. Величина $x_{P,k}$ характеризует допустимое количество этого компонента в дистилляте. Другим ключевым компонентом (легкий ключевой компонент с номером l) выбирают обычно наименее летучий из тех, которые должны быть собраны в дистилляте. Величина $x_{W,l}$ характеризует допустимое содержание этого компонента в кубовом остатке.

Расчет многокомпонентной ректификации часто приходится выполнять в отсутствие сколь-либо полных данных или при полном отсутствии данных по равновесию. Поэтому в процессе расчета обычно возникает необходимость определения параметров, характеризующих парожидкостное равновесие. Ограничившись случаями, когда к паровой фазе применимы законы идеальных газов, коэффициенты распределения компонентов при давлении p можно определить из уравнений

$$m_i = \gamma_i P_i^0 / p \quad (i = 1, 2, \dots, b), \quad (3.95)$$

где γ_i — коэффициент активности i -го компонента в жидкой фазе; P_i^0 — давление насыщенного пара для чистого компонента.

Для относительных летучестей (определенных по наименее летучему из компонентов) справедливы зависимости

$$\alpha_i = \gamma_i P_i^0 / (\gamma_b P_b^0) \quad (i = 1, 2, \dots, b). \quad (3.96)$$

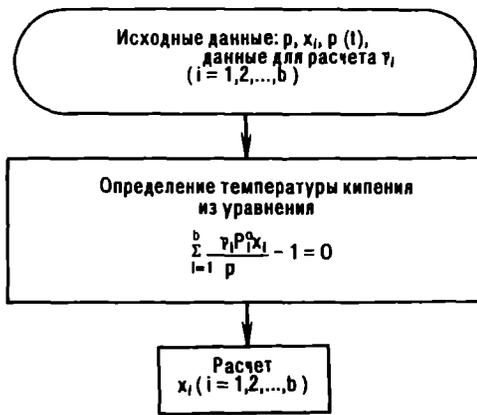


Рис. 3.12. Блок-схема расчета равновесного состава пара для жидкости заданного состава [в исходных данных не $p(t)$, а $P_i^0(t)$]



Рис. 3.13. Блок-схема расчета равновесного состава жидкости для пара заданного состава

При расчете ректификационных колонн возникает необходимость в решении двух видов задач на парожидкостное равновесие: расчет равновесного состава пара по известному составу жидкости и, наоборот, расчет состава жидкой фазы, равновесной с паром заданного состава. В обоих случаях задача сводится в основном к определению равновесной температуры (температуры кипения жидкости или конденсации пара определенной температуры) Алгоритмы решения приведены на рис. 3.12 и 3.13. В задачах второго рода для неидеальных систем перед началом расчета необходимо для первого приближения задаться составом жидкой фазы или коэффициентами активности.

Расчет колонн многокомпонентной ректификации обычно начинают с приближенного составления материального баланса, определения минимального числа теоретических ступеней, необходимых для осуществления процесса и нахождения минимального флегмового числа.

Приближенный материальный баланс многокомпонентной ректификации. Для решения систем уравнений (3.91) при известном питании и двух известных концентрациях ключевых компонентов $x_{p,k}$ и $x_{w,l}$ необходимо в дополнение к ним задать $(b-2)$ концентрации в дистилляте или кубовом остатке. Тогда система уравнений (3.91) становится замкнутой. Наиболее достоверные предположения могут быть сделаны о содержании в дистилляте менее летучих компонентов, чем тяжелый ключевой компонент, и о содержании в кубовом остатке более летучих компонентов, чем легкий ключевой. Часто при приближенном составлении материального баланса содержание этих компонентов соответственно в дистилляте и кубовом остатке принимают равным нулю.

Пример 14. Определить приближенные составы дистиллята и кубового остатка и их расходы (в долях от расхода исходной смеси) при ректификации четырехкомпонентной смеси, содержащей равные мольные количества изобутилового (2-метилпропанол-1), *n*-бутилового, изоамилового (3-метилбутанол-1) и *n*-амилового спиртов, если дистиллят должен содержать 2% (мол.) изоамилового спирта, а кубовый остаток — 2% (мол.) *n*-бутилового.

Нумеруя компоненты в порядке убывания летучести (т. е. в порядке возрастания температуры кипения), можно представить исходные данные в следующем виде (концентрации выражены в мол. долях):

Компонент	$x_{F,i}$	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$
1. Изобутиловый спирт	0,25	—	—
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,25	—	0,02
3. Изоамиловый спирт	0,25	0,02	—
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,25	—	—

Из исходных данных видно, что в качестве дистиллята предполагается отгонять в основном изомеры бутилового спирта, а амиловые спирты должны преобладать в кубовом остатке. Поэтому в качестве легкого ключевого компонента выбран *n*-бутиловый спирт ($l=2$), а в качестве тяжелого — изоамиловый ($k=3$). Содержание *n*-амилового спирта в дистилляте должно быть малым, так как $x_{p,3}$ для изоамилового спирта, имеющего более низкую температуру кипения, составляет всего 2% (мол.). Примем для приближенного материального баланса $x_{p,4}=0$. По тем же соображениям пренебрежем содержанием самого летучего из компонентов (изобутилового спирта) в кубовом остатке и примем $x_{w,1}=0$.

Решение системы уравнений (3.91) удобнее всего начать с определения расходов дистиллята и кубового остатка. Для этого просуммируем первые два из уравнений этой системы:

$$F \sum_{i=1}^2 x_{F,i} = P \sum_{i=1}^2 x_{P,i} + W \sum_{i=1}^2 x_{W,i}$$

Так как сумма $\sum_{i=1}^2 x_{P,i}$ должна быть равна 0,98 мол. доли, а $W = F - P$, то из этого уравнения следует:

$$\frac{P}{F} = \frac{\sum_{i=1}^2 (x_{F,i} - x_{W,i})}{\sum_{i=1}^2 (x_{P,i} - x_{W,i})} = \frac{0,5 - 0,02}{0,98 - 0,02} = 0,5;$$

$$W/F = 1 - P/F = 0,5.$$

Решая далее каждое из уравнений системы (3.91) в отдельности, находим $x_{p,1}$, $x_{p,2}$, $x_{w,3}$ и $x_{w,4}$. Результаты приближенного расчета материального баланса приведены ниже:

Компонент	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$
1. Изобутиловый спирт	0,50	0
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,48	0,02
3. Изоамиловый спирт	0,02	0,48
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0	0,50

Расчет минимального числа теоретических ступеней. Минимальное (при бесконечном флегмовом числе) число теоретических ступеней, требуемое для получения заданных концентраций ключевых компонентов в продуктах ректификационного разделения, является важным параметром процесса, так как определяет теоретически минимальные размеры колонны. Приблизительно величина N_{\min} может быть найдена из уравнений Фэнске [11]

$$N_{\min} = \ln \frac{x_{p,i} x_{w,j}}{x_{p,j} x_{w,i}} / \ln \frac{\alpha_{ср,i}}{\alpha_{ср,j}} \quad (3.97)$$

Уравнение (3.97) применимо к бинарным системам и к любой паре компонентов, содержащихся в многокомпонентной системе. На стадии приближенных расчетов многокомпонентной ректификации достаточно достоверные данные по содержанию в дистилляте и кубовом остатке имеются только для ключевых компонентов. Поэтому расчет N_{\min} по уравнениям Фэнске проводится при $i=l$ и $j=k$. Порядок расчета минимального числа теоретических ступеней показан на рис. 3.14. Средние относительные летучести $\alpha_{ср,i}$ обычно определяют как среднегеометрические значения относительных летучестей в самом верху колонны (при составе пара, одинаковом с составом дистиллята) и в самом низу колонны (при составе жидкости, совпадающем с составом кубового остатка).

Уравнения Фэнске применяют не только для определения N_{\min} , но и для уточнения концентраций неключевых компонентов в дистилляте и кубовом остатке (т. е. тех концентраций, которыми задаются при составлении приближенного материального баланса процесса). Для этой цели уравнения (3.97) представляют в виде

$$x_{p,i} = x_{p,j} \left(\frac{x_{w,i}}{x_{w,j}} \right) \left(\frac{\alpha_{ср,i}}{\alpha_{ср,j}} \right)^{N_{\min}} \quad \text{или} \quad x_{w,j} = x_{w,i} \left(\frac{x_{p,j}}{x_{p,i}} \right) \left(\frac{\alpha_{ср,i}}{\alpha_{ср,j}} \right)^{N_{\min}} \quad (3.98)$$

Если вычисленные по уравнениям (3.98) концентрации значительно отличаются от значений, которыми задавались вначале, расчет минимального числа теоретических ступеней следует повторить на основе новых значений концентраций неключевых компонентов.

Пример 15. Определить N_{\min} для процесса, описанного в примере 14, считая, что ректификация проводится при нормальном давлении.

Расчет относительных летучестей. Так как разделяется смесь ближайших гомологов, будем считать, что жидкая фаза является идеальным раствором. Тогда коэффициенты активности могут быть приняты равными единице, и для расчета равновесия, как следует из уравнений (3.96), достаточно данных по зависимостям давления насыщенного пара от температуры $P_i^0(T)$ для всех компонентов. Одной из форм аппроксимации этой зависимости является уравнение Антуана:

$$P_i^0 = \exp \{ A_i - B_i / (C_i + T) \}. \quad (3.99)$$

Параметры этого уравнения для компонентов разделяемой смеси равны [5]:

Компонент	A_i	B_i	C_i
1. Изобутиловый спирт	16,8712	2474,73	-100,3
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	17,2160	3137,02	-94,43
3. Изоамиловый спирт	16,7127	3026,43	-104,1
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	16,5270	3026,89	-105,0

Приведенные здесь значения параметров позволяют находить давление насыщенного пара по уравнению (3.99) в мм рт. ст.

Для определения средних относительных летучестей решим две задачи на парожидкостное равновесие. В первой найдем состав равновесного пара для жидкости, состав которой аналогичен составу кубового остатка, найденному из приближенного материального баланса процесса:

$$x_1 = x_{w,1} = 0; \quad x_2 = x_{w,2} = 0,02; \quad x_3 = x_{w,3} = 0,48; \quad x_4 = x_{w,4} = 0,5.$$

Для этого в соответствии с алгоритмом, приведенным на рис. 3.12, необходимо определить темпе-

Рис. 3.14. Схема расчета минимального числа теоретических ступеней

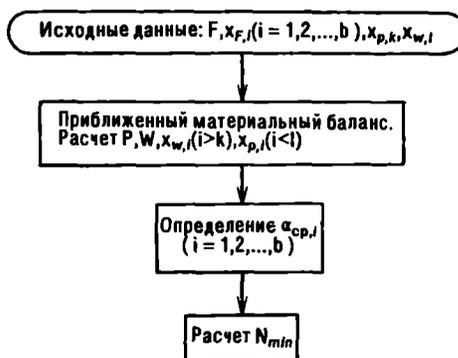
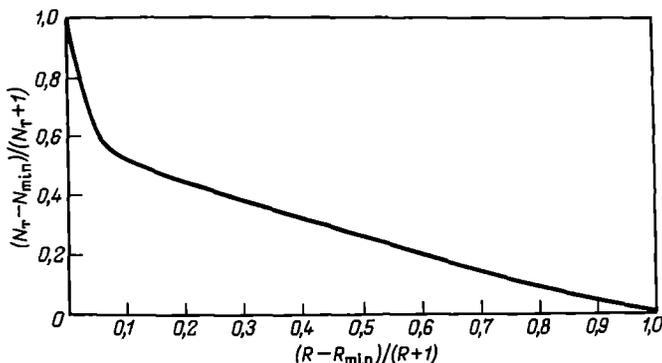


Рис. 3.15. График Джилиленда для определения числа теоретических ступеней



$$f = \sum_{i=1}^b P_i^0 x_i / p - 1 = 0.$$

Данное уравнение удобно решать методом Ньютона [20], находя температуру для каждой последующей итерации по уравнению

$$t_{j+1} = t_j - f/f',$$

где t_j и t_{j+1} — значения температуры кипения в двух последовательных итерациях. В качестве первого приближения для температуры кипения примем $t_1 = 135^\circ\text{C}$ [температуру, близкую к нормальной температуре кипения n -амилового спирта ($137,8^\circ\text{C}$) — преобладающего компонента жидкой фазы]. Тогда для n -амилового спирта из уравнения (3.99) получим:

$$P_1^0 = \exp \left[16,527 - \frac{3026,89}{-105 + 135 + 273,15} \right] = 693,8 \text{ мм рт. ст.}$$

Аналогичным образом для других компонентов системы находим: $P_2^0 = 861,8$; $P_3^0 = 1361,8$ и $P_4^0 = 1868,9$ мм рт. ст. Следовательно, $f = (1361,8 \cdot 0,02 + 861,8 \cdot 0,48 + 693,8 \cdot 0,5) / 760 - 1 = 0,03658$;

$$f' = \frac{df}{dT} = \sum_{i=1}^b \frac{B_i P_i^0 x_i}{p (C_i + T)^2} = \frac{1}{760} \left\{ \frac{3137,02 \cdot 1361,8 \cdot 0,02}{(-94,43 + 135 + 273,15)^2} + \right. \\ \left. + \frac{3026,43 \cdot 861,8 \cdot 0,48}{(-104,1 + 135 + 273,15)^2} + \frac{3026,89 \cdot 693,8 \cdot 0,5}{(-105 + 135 + 273,15)^2} \right\} = 0,03399.$$

Новое приближение для температуры кипения оказывается равным

$$t_2 = t_1 - f/f' = 135 - 0,03658 / 0,03399 = 133,92^\circ\text{C}.$$

Повторяя расчет, после трех итераций получим сходимость по температуре ($133,91^\circ\text{C}$) с точностью $\pm 0,01^\circ\text{C}$. Давления насыщенного пара компонентов при $133,91^\circ\text{C}$ равны: $P_1^0 = 1807,9$; $P_2^0 = 1315,1$; $P_3^0 = 831,4$ и $P_4^0 = 669,2$ мм рт. ст. Подставляя эти значения в уравнения (3.96), определяем коэффициенты относительной летучести (принимая коэффициенты активности равными единице). Для изобутилового спирта, например, имеем:

$$\alpha_1 = P_1^0 / P_4^0 = 1807,9 / 669,2 = 2,701.$$

Для других компонентов относительные летучести равны: $\alpha_2 = 1,965$, $\alpha_3 = 1,242$, $\alpha_4 = 1$. Эти значения соответствуют условиям в самом низу колонны. Чтобы найти относительные летучести в верхней части колонны, определим равновесный состав жидкости для пара, состав которого одинаков с составом дистиллята: $y_1 = x_{p,1} = 0,5$, $y_2 = x_{p,2} = 0,48$, $y_3 = x_{p,3} = 0,02$, $y_4 = x_{p,4} = 0$. Температура конденсации пара в соответствии с алгоритмом, приведенном на рис. 3.13, может быть найдена из уравнения (для идеальных систем):

$$f = \sum_{i=1}^b p y_i / P_i^0 - 1 = 0.$$

Решая это уравнение методом Ньютона аналогично тому, как определялась температура кипения кубового остатка, получим $t = 113,68 \pm 0,01^\circ\text{C}$. Относительные летучести компонентов при этой температуре, вычисленные по уравнению (3.96), равны: $\alpha_1 = 2,861$, $\alpha_2 = 2,015$, $\alpha_3 = 1,248$, $\alpha_4 = 1$.

Находим средние относительные летучести компонентов как среднегеометрические значения относительных летучестей в верхней и нижней частях колонны. Для изобутилового спирта, например, получим:

$$\alpha_{cp1} = \sqrt{2,861 \cdot 2,701} = 2,78.$$

Для других компонентов средние относительные летучести равны: $\alpha_{cp2} = 1,99$, $\alpha_{cp3} = 1,245$, $\alpha_{cp4} = 1$.

Минимальное число теоретических ступеней. Определим N_{\min} , подставив в уравнение (3.97) концентрации в дистилляте и кубовом остатке, а также средние относительные летучести для ключевых компонентов (n -бутиловый и изоамиловый спирты):

$$N_{\min} = \ln \frac{0,48 \cdot 0,48}{0,02 \cdot 0,02} / \ln \frac{1,99}{1,245} = 13,6.$$

Пример 16. Уточнить концентрации изобутилового спирта в кубовом остатке и амиллового спирта в дистилляте для процесса ректификации, рассмотренного в примерах 14 и 15.

При составлении материального баланса в примере 14 значения $x_{w,1}$ и $x_{p,4}$ были приняты равными нулю. Определим эти концентрации с помощью уравнений (3.98). Принимая $i=4$, $j=3$ в первом из уравнений (3.98), находим:

$$x_{p,4} = 0,02 (0,50/0,48) (1/1,245)^{13,6} = 0,0011 \text{ мол. доли};$$

второе из уравнений (3.98) при $j=1$ и $i=2$ дает:

$$x_{w,1} = 0,02 (0,50/0,48) (1,99/2,78)^{13,6} = 0,0003 \text{ мол. доли}.$$

Решение системы уравнений (3.91), исходя из вновь полученных концентраций неключевых компонентов, приводит к следующим результатам:

Компонент	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$
1. Изобутиловый спирт	0,4993	0,0003
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,4796	0,02
3. Изоамиловый спирт	0,02	0,4804
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,0011	0,4993

Расход дистиллята получается равным $P/F = 0,50044$.

Выполненные в данном примере расчеты позволили получить приближенную оценку концентраций в дистилляте и кубовом остатке компонентов, содержащихся в них в малых количествах. Расчет минимального числа теоретических ступеней на основе новых значений концентраций приводит к той же величине $N_{\min} = 13,6$.

Расчет минимального флегмового числа. Для приближенного определения минимального значения флегмового числа, при котором могут быть получены заданные концентрации ключевых компонентов в дистилляте и кубовом остатке, обычно используют уравнение Ундервуда [20]:

$$R_{\min} = \sum_{i=1}^b \alpha_i x_{p,i} / (\alpha_i - u) - 1, \quad (3.100)$$

где u — корень (значение которого лежит между значениями относительных летучестей ключевых компонентов) алгебраического уравнения

$$\sum_{i=1}^b \alpha_i x_{F,i} / (\alpha_i - u) = \varphi. \quad (3.101)$$

При определении минимального флегмового числа по уравнению Ундервуда в качестве относительных летучестей компонентов используют их средние значения, полученные при определении R_{\min} (см. пример 15), а концентрации в дистилляте определяют исходя из приближенного материального баланса процесса.

Пример 17. Определить минимальное флегмовое число для процесса ректификации, рассмотренного в примерах 14, 15 и 16, если исходную смесь предполагается подавать в ректификационную колонну в виде жидкости, нагретой до температуры кипения.

При решении примера 15 были получены следующие средние значения относительных летучестей: $\alpha_1 = 2,78$; $\alpha_2 = 1,99$; $\alpha_3 = 1,245$; $\alpha_4 = 1$. Так как питание в колонну должно подаваться нагретым до температуры кипения, то $\varphi = 0$, и уравнение (3.101) примет вид:

$$\frac{2,78 \cdot 0,25}{2,78 - u} + \frac{1,99 \cdot 0,25}{1,99 - u} + \frac{1,245 \cdot 0,25}{1,245 - u} + \frac{1 \cdot 0,25}{1 - u} = 0$$

или

$$f = \frac{0,695}{2,78 - u} + \frac{0,4975}{1,99 - u} + \frac{0,3112}{1,245 - u} + \frac{0,25}{1 - u} = 0.$$

Решим это уравнение методом Ньютона. Так как требуется найти корень, значение которого находится между значениями относительных летучестей *n*-бутилового и изоамилового спиртов, являющихся ключевыми компонентами, то в качестве первого приближения для параметра u выберем $u_1 = 1,618$ (значение, лежащее посередине между α_2 и α_3). Подстановка этого значения в уравнение для f дает $f = 0,6965$. Вычислим производную f' :

$$f' = \frac{df}{du} = \sum_{i=1}^b \frac{\alpha_i x_{F,i}}{(\alpha_i - u)^2} =$$

$$= \frac{0,695}{(2,78 - 1,618)^2} + \frac{0,4975}{(1,99 - 1,618)^2} + \frac{0,3112}{(1,245 - 1,618)^2} + \frac{0,25}{(1 - 1,618)^2} = 7,002.$$

Уточненное значение параметра u равно:

$$u_2 = u_1 - f/f' = 1,618 - 0,6965/7,002 = 1,519.$$

После нескольких итераций находим, что параметр u с точностью до $\pm 0,001$ равен 1,520. Подставим это значение в уравнение (3.100), используя результаты расчета состава дистиллята, приведенные в примере 16:

$$R_{\min} = \frac{2,78 \cdot 0,4993}{2,78 - 1,52} + \frac{1,99 \cdot 0,4796}{1,99 - 1,52} + \frac{1,245 \cdot 0,02}{1,245 - 1,52} + \frac{1 \cdot 0,0011}{1 - 1,52} - 1 = 2,04.$$

3.3.1. Приближенные методы расчета многокомпонентной ректификации

В приближенных методах расчета исходными данными наряду с параметрами, характеризующими состав и состояние исходной смеси, а также фазовое равновесие, служат: концентрация легкого ключевого компонента в кубовом остатке, концентрация тяжелого ключевого компонента в дистилляте и флегмовое число. Цель расчета — определение числа теоретических ступеней, необходимых для получения заданных концентраций ключевых компонентов в продуктах разделения.

Приближенный расчет многокомпонентной ректификации по методу Джилиленда. Расчет числа теоретических ступеней по методу Джилиленда [11] основан на использовании эмпирической графической корреляции (рис. 3.15). Метод Джилиленда требует предварительного определения минимального числа теоретических ступеней и минимального флегмового числа.

Пример 18. Определить число теоретических ступеней, которому должна быть эквивалентна ректификационная колонна для процесса разделения спиртов, описанного в примере 14, если флегмовое число на 30 % больше минимального.

В примере 17 было найдено $R_{\min} = 2,04$. Следовательно, $R = 1,3R_{\min} = 1,3 \cdot 2,04 = 2,65$. Отсюда получим:

$$(R - R_{\min}) / (R + 1) = (2,65 - 2,04) / (2,65 + 1) = 0,167.$$

Из графика на рис. 3.15 находим, что этому значению соответствует $(N_T - N_{\min}) / (N_T + 1) = 0,47$. Таким образом, требуемое число теоретических ступеней

$$N_T = (13,6 + 0,47) / (1 - 0,47) = 27,$$

где $N_{\min} = 13,6$ — минимальное число теоретических ступеней для данного процесса (пример 15).

Один из недостатков метода Джилиленда состоит в том, что он не позволяет определять место ввода исходной смеси в колонну. Для определения ступени, на которую следует подавать питание, можно использовать уравнение [11]:

$$\frac{N_{\text{ук}}}{N_{\text{ис}} - 1} = \left[\frac{W}{P} \left(\frac{x_{F,k}}{x_{F,l}} \right) \left(\frac{x_{\Psi,l}}{x_{P,k}} \right) \right]^{0,206} \quad (3.102)$$

где $N_{\text{ук}}$ и $N_{\text{ис}}$ — число теоретических ступеней соответственно в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны (ступень питания отнесена к исчерпывающей части).

Для процесса ректификации, рассмотренного в примерах 14—18, концентрации ключевых компонентов ($l=2, k=3$) равны: $x_{F,2} = x_{F,3} = 0,25$; $x_{\Psi,2} = 0,02$, $x_{P,3} = 0,02$, а отношение расходов дистиллята и кубового остатка близко к единице. Следовательно, в соответствии с уравнением (3.102), $N_{\text{ук}} / (N_{\text{ис}} - 1) = 1$.

Поскольку общее число теоретических ступеней равно 27 (пример 18), отсюда следует, что исчерпывающая часть должна состоять из 14 ступеней, а укрепляющая — из 13.

Приближенный расчет многокомпонентной ректификации по методу Хенгстебека [21]. Этот метод состоит в том, что многокомпонентная система сводится к бинарной, состоящей из ключевых компонентов. Относительную летучесть α в этой бинарной

системе принимают обычно постоянной, равной отношению средних относительных летучестей легкого и тяжелого ключевых компонентов многокомпонентной системы. Тогда равновесие в этой бинарной системе описывается уравнением

$$y^* = \alpha x / (1 - x + \alpha x), \quad (3.103)$$

где x и y — концентрация в жидкости и равновесная концентрация в паре легкого ключевого компонента.

При применении этого метода мольные расходы фаз в каждой из частей колонны принимают постоянными. Уравнения рабочих линий удобнее всего представлять (при отсчете ступеней снизу) в виде:

$$\begin{aligned} y_n &= \frac{L}{G} x_{n+1} + \left(1 - \frac{L}{G}\right) x_p & (n \geq f); \\ y_n &= \frac{L}{G} x_{n+1} + \left(1 - \frac{L}{G}\right) x_w & (n < f), \end{aligned} \quad (3.104)$$

где x_{n+1} , x_p и x_w — концентрация легкого ключевого компонента соответственно в жидкости, выходящей из $(n+1)$ -й ступени, в дистилляте и кубовом остатке для бинарной системы, к которой сводится многокомпонентная; y_n — концентрация легкого ключевого компонента в паре, выходящем из n -й ступени.

Расходы фаз в укрепляющей части колонны (при $n \geq f$) определяют по уравнениям

$$L = PR - \sum_{i=1}^{l-1} \alpha_i P x_{p,i} / (\alpha_i - \alpha_k); \quad (3.105)$$

$$G = P(R+1) - \sum_{i=1}^{l-1} \alpha_i P x_{p,i} / (\alpha_i - \alpha_k).$$

В исчерпывающей части ($n < f$) пересчет расходов фаз для сведения многокомпонентной системы к эквивалентной бинарной выполняют следующим образом:

$$\begin{aligned} L &= PR + F(1 - \varphi) - \sum_{i=k+1}^l \alpha_i W x_{w,i} / (\alpha_i - \alpha_i); \\ G &= P(R+1) - F\varphi - \sum_{i=k+1}^l \alpha_i W x_{w,i} / (\alpha_i - \alpha_i). \end{aligned} \quad (3.106)$$

Определение числа теоретических ступеней по методу Хенгстебека проводят так же, как для бинарных систем. Расчет можно выполнять графически, с построением равновесной линии по уравнению (3.103) и рабочих линий по уравнениям (3.104) — (3.106), или численно с помощью алгоритма, приведенного на рис. 3.8.

Пример 19. Определить число теоретических ступеней, которому должна быть эквивалентна ректификационная колонна для процесса разделения спиртов, описанного в примере 14, при флегмовом числе 2,65.

Уравнения равновесной и рабочих линий. В соответствии с исходными данными, приведенными в примере 14, концентрация каждого компонента в исходной смеси равна 0,25 мол. доли, содержание изоамилового спирта в дистилляте 0,02 мол. доли, а n -бутилового спирта в кубовом остатке 0,02 мол. доли. Приводя данную систему к бинарной, состоящей из n -бутилового и изоамилового спиртов, выразим составы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка в такой бинарной системе через содержание наиболее летучего из компонентов (n -бутиловый спирт):

$$\begin{aligned} x_F &= x_{F,2} / (x_{F,2} + x_{F,3}) = 0,25 / (0,25 + 0,25) = 0,5 \text{ мол. доли}; \\ x_P &= x_{P,2} / (x_{P,2} + x_{P,3}) = 0,48 / (0,48 + 0,02) = 0,96 \text{ мол. доли}; \\ x_W &= x_{W,2} / (x_{W,2} + x_{W,3}) = 0,02 / (0,02 + 0,048) = 0,04 \text{ мол. доли}. \end{aligned}$$

Относительные летучести n -бутилового и изоамилового спиртов, рассчитанные по n -амиловому спирту, соответственно равны в среднем $\alpha_2 = 1,99$ и $\alpha_3 = 1,245$ (пример 15). Следовательно,

относительная летучесть в бинарной системе *n*-бутиловый спирт — изоамиловый спирт может быть принята равной $\alpha = \alpha_2/\alpha_3 = 1,99/1,245 = 1,598$.

В соответствии с уравнением (3.103) уравнение линии равновесия для данной системы имеет вид:

$$y^* = 1,598x / (1 + 0,598x).$$

Используя результаты приближенного расчета материального баланса в примере 14 и средние значения относительных летучестей, найденные в примере 15, определим расходы фаз в ректификационной колонне по уравнениям (3.105) и (3.106).

Для укрепляющей части колонны ввиду того, что индекс легкого ключевого компонента (*n*-бутиловый спирт) $l=2$, получим (при расходе исходной смеси 1 кмоль/с):

$$L = PR - \frac{\alpha_3 P x_{P,1}}{\alpha_1 - \alpha_3} = 0,5 \cdot 2,65 - \frac{1,245 \cdot 0,5 \cdot 0,5}{2,78 - 1,245} = 1,125 \text{ кмоль/с};$$

$$G = P (R + 1) - \frac{\alpha_1 P x_{P,1}}{\alpha_1 - \alpha_3} = 0,5 (2,65 + 1) - \frac{2,78 \cdot 0,5 \cdot 0,5}{2,78 - 1,245} = 1,375 \text{ кмоль/с}.$$

Для исчерпывающей части колонны ($k=3$, $\varphi=0$) имеем:

$$L = PR + F - \frac{\alpha_2 W x_{W,4}}{\alpha_2 - \alpha_4} = 0,5 \cdot 2,65 + 1 - \frac{1,99 \cdot 0,5 \cdot 0,5}{1,99 - 1} = 1,825 \text{ кмоль/с};$$

$$G = P (R + 1) - \frac{\alpha_4 W x_{W,4}}{\alpha_2 - \alpha_4} = 0,5 (2,65 + 1) - \frac{1 \cdot 0,5 \cdot 0,5}{1,99 - 1} = 1,575 \text{ кмоль/с}.$$

Таким образом, уравнение рабочей линии для укрепляющей части колонны ($n \geq f$) имеет вид:

$$y_n = \frac{1,125}{1,375} x_{n+1} + \left(1 - \frac{1,125}{1,375}\right) 0,96,$$

или

$$y_n = 0,818x_{n+1} + 0,174.$$

Аналогичным образом для исчерпывающей части колонны ($n < f$) в соответствии с уравнением (3.104) получаем:

$$y_n = \frac{1,825}{1,575} x_{n+1} + \left(1 - \frac{1,825}{1,575}\right) 0,04,$$

или

$$y_n = 1,158x_{n+1} - 0,0063.$$

Расчет числа теоретических ступеней. Из решения данной задачи по методу Джилиленда следует, что требуемое число теоретических ступеней достаточно велико. Поэтому для большей точности проведем расчет численно, последовательно определяя составы фаз на выходе со всех ступеней, начиная с первой — нижней ступени. Концентрации более летучего компонента (*n*-бутиловый спирт) в паре найдем по уравнению равновесия:

$$y_n = y^*(x_n) = 1,598x_n / (1 + 0,598x_n).$$

Составы жидкой фазы определим с помощью полученных выше уравнений рабочих линий. Результаты расчетов приведены ниже *:

<i>n</i>	x_n	y_n									
1	0,040	0,062	13	0,542	0,654	7	0,254	0,353	19	0,832	0,888
2	0,059	0,092	14	0,586	0,694	8	0,310	0,418	20	0,872	0,916
3	0,084	0,129	15	0,635	0,736	9	0,366	0,480	21	0,906	0,939
4	0,116	0,174	16	0,686	0,777	10	0,420	0,537	22	0,935	0,958
5	0,156	0,228	17	0,737	0,818	11	0,469	0,585	23	0,958	0,974
6	0,202	0,288	18	0,786	0,855	12	0,502	0,617			

* x_n, y_n — в мол. долях *n*-бутилового спирта.

Так как на 12-й ступени содержание *n*-бутилового спирта в жидкости превысило его содержание в исходной смеси, эта ступень принята за ступень питания; начиная с нее состав жидкой фазы определяли по уравнению рабочей линии для укрепляющей части колонны. Расчет был закончен на 23-й ступени, так как концентрация *n*-бутилового спирта в паре, выходящем с этой ступени, превышает требуемое его содержание в дистилляте. Таким образом, решение данной задачи по методу Хенгстебека привело к следующим результатам: требуемое число теоретических ступеней — 23, номер ступени питания — 12, считая снизу.

3.3.2. Точный расчет многокомпонентной ректификации

В точных методах расчета многокомпонентной ректификации систему исходных уравнений решают без существенных дополнительных упрощений (если не считать часто принимаемого допущения о постоянстве мольных расходов фаз). В качестве независимых переменных обычно выбирают: 1) флегмовое число *R*; 2) расход дистиллята *P*; 3) число теоретических ступеней *N_T*; 4) положение ступени питания.

Цель расчета — определение составов дистиллята и кубового остатка. Повторяя расчет при различных значениях переменных, находят условия, при которых достигается подходящий состав продуктов разделения.

Точное решение системы уравнений (3.91)—(3.94) возможно разными методами [11]. Ниже рассмотрен один из методов расчета — «от тарелки к тарелке». По этому методу составы дистиллята и кубового остатка ищут итерационным путем. Задаваясь в качестве начального приближения концентрациями в дистилляте [либо значениями $Px_{p,i}$, либо отношениями $Px_{p,i}/(Wx_{w,i})$] для всех компонентов, находят состав кубового остатка из уравнений (3.91). Далее путем поочередного использования уравнений (3.94) и (3.93) определяют последовательно составы фаз на выходе со всех ступеней исчерпывающей части колонны (рис. 3.16). После этого, исходя из предполагаемого состава дистиллята, с помощью уравнений (3.94) и (3.92) последовательно, начиная с последней ступени, находят составы фаз, выходящих со всех ступеней укрепляющей части колонны, вплоть до ступени питания.

В результате такого расчета получают два варианта состава пара, выходящего с тарелки питания. Один состав получают при расчете «снизу», от первой ступени, второй — при расчете «сверху», от последней ступени. Из сопоставления этих составов можно судить о близости концентраций в дистилляте, используемых в данной итерации, тем концентрациям, которые являются решением системы уравнений (3.91)—(3.94). Расхождения в концентрациях фаз на тарелке питания, полученных при расчете «снизу» и «сверху», позволяют оценить поправки, которые требуется ввести в состав дистиллята для следующей итерации.

Наиболее существенной частью данного метода расчета является способ определения новых концентраций в дистилляте для каждой последующей итерации. Чаще всего для этого используют так называемый « θ -метод» [22]. Если новый состав дистиллята определяют путем сопоставления составов пара на тарелке питания, то в соответствии с этим методом концентрации в дистилляте для $(j+1)$ -й итерации находят из уравнений

$$(x_{p,i})_{i+1} = \frac{Fx_{F,i}}{P \left\{ 1 + \theta \frac{(x_{w,i})_j W (R+1) \bar{y}_{i,i}}{(x_{p,i})_j [P(R+1) \bar{y}_{i,i} + \varphi Fx_{F,i}]} \right\}} \quad (i=1, 2, \dots, b), \quad (3.107)$$

где $\underline{y}_{i,i}$ и $\bar{y}_{i,i}$ — концентрации компонентов в паре, выходящем со ступени питания, полученные соответственно при расчете «снизу» и «сверху».

Параметр θ подбирают так, чтобы сумма концентраций в дистилляте равнялась единице.

Пример 20. Определить составы дистиллята и кубового остатка для процесса ректификации при нормальном давлении смеси, состав которой указан в примере 14, если колонна эквивалентна 27 теоретическим ступеням, расход дистиллята 0,5002 кмоль/кмоль исходной смеси, флегмовое число 2,65 и питание подается на 14-ю ступень в виде нагретой до температуры кипения жидкости.

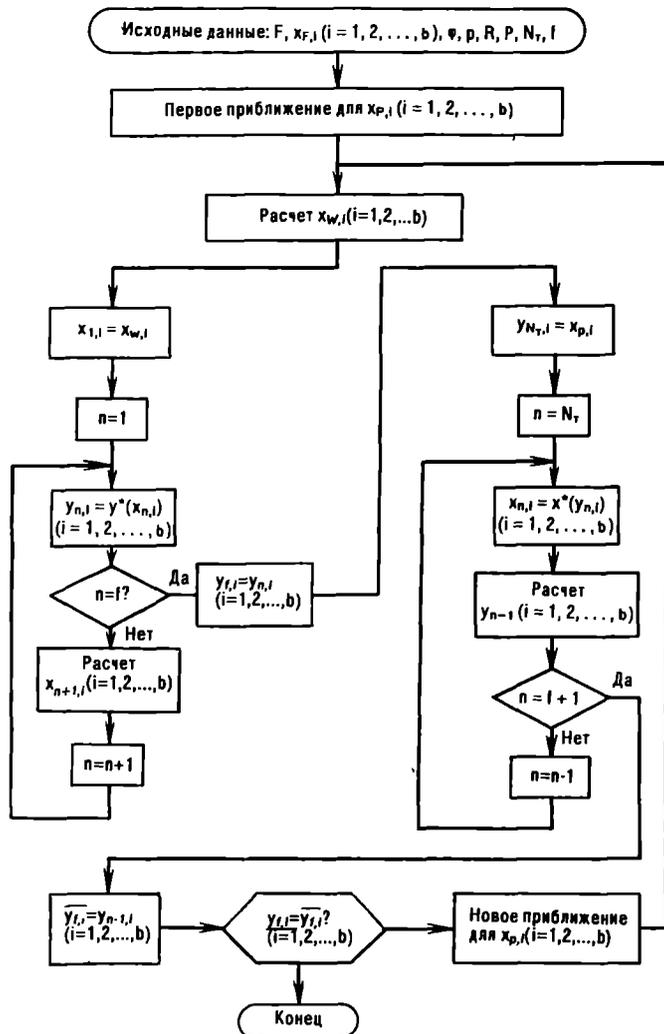


Рис. 3.16. Алгоритм расчета многокомпонентной ректификации методом «от тарелки к тарелке»

Приближенный расчет процесса ректификации данной смеси по методу Джилиленда (пример 18) показал, что при флегмовом числе 2,65 для получения дистиллята с содержанием изоамилового спирта, равным 2% (мол.), и кубового остатка, содержащего такое же количество *n*-бутилового спирта, необходима ректификационная колонна, эквивалентная 27 теоретическим ступеням. В данном примере требуется определить точные составы дистиллята и кубового остатка, которые будут получаться в такой колонне при подаче питания на 14-ю ступень. Решим эту задачу с помощью алгоритма, показанного на рис. 3.16.

В качестве первого приближения для состава дистиллята возьмем его приближенный состав, полученный в примере 16. Концентрацию изобутилового спирта примем равной 49,93% (мол.), *n*-бутилового — 47,96% (мол.), изоамного — 2% (мол.), *n*-амилового — 0,11% (мол.) С помощью уравнений материального баланса (3.91) определим концентрации компонентов в кубовом остатке, соответствующие данному составу дистиллята. Например, для изобутилового спирта получим:

$$x_{w,1} = \frac{x_{F,1} - (P/F) x_{p,1}}{1 - P/F} = \frac{0,25 - 0,5004 \cdot 0,4993}{1 - 0,5004} = 0,0003 \text{ мол. доли.}$$

Рис. 3.17. Схема расчета температуры кипения или температуры конденсации

Для других компонентов аналогичным образом найдем: $x_{\psi,2}=0,02$, $x_{\psi,3}=0,4804$, $x_{\psi,4}=0,4993$ мол. доли.

Расчет составов фаз в исчерпывающей части колонны. В соответствии со схемой процесса, показанной на рис. 3.6, состав жидкости, выходящей из первой ступени, должен совпадать с составом кубового остатка, а пар, выходящий с первой ступени, если рассматривать ее как теоретическую, должен находиться в равновесии с этой жидкостью. Следовательно, для определения состава пара, выходящего с первой ступени, нужно решить задачу на расчет парожидкостного равновесия, т. е. определить равновесный состав пара для жидкости известного состава при заданном давлении. В примере 15 была решена подобная задача; при этом решение уравнения для определения температуры кипения (см. рис. 3.12) было выполнено методом Ньютона. На практике расчет температур кипения или конденсации часто выполняют другим методом, с помощью итерационной процедуры, показанной на рис. 3.17. Воспользуемся ею для решения данной задачи. Как и в примере 15, положим, что разделяемая смесь спиртов образует идеальные растворы, так что коэффициенты активности для всех компонентов примем равными единице.

В качестве первого приближения для температуры кипения примем $t_1=135^\circ\text{C}$. Давления насыщенных паров для всех компонентов при этой температуре были найдены в примере 15: $P_1^0=1868,9$, $P_2^0=1361,8$, $P_3^0=861,8$ и $P_4^0=693,8$ мм рт. ст. Следовательно, относительная летучесть при температуре 135°C для изобутилового спирта равна:

$$\alpha_1 = P_1^0 / p = 1868,9 / 760 = 2,694.$$

Аналогично получим: $\alpha_2=1,963$; $\alpha_3=1,242$; $\alpha_4=1$. При условии равенства единице суммы концентраций всех компонентов в паре справедливо уравнение

$$P_b^0 = P_1^0 = p / \sum_{i=1}^4 \alpha_i x_i.$$

Следовательно, давление насыщенного пара, наименее летучего из компонентов, по которому определены относительные летучести, должно быть равно:

$$P_1^0 = 760 / (2,694 \cdot 0,0003 + 1,963 \cdot 0,02 + 1,242 \cdot 0,4804 + 1 \cdot 0,4993) = 669 \text{ мм рт. ст.}$$

Как видим, это значение отличается от давления насыщенного пара *n*-амилового спирта при температуре 135°C . Исходя из него определим следующее приближение для температуры кипения. В соответствии с уравнением (3.99) эта температура равна:

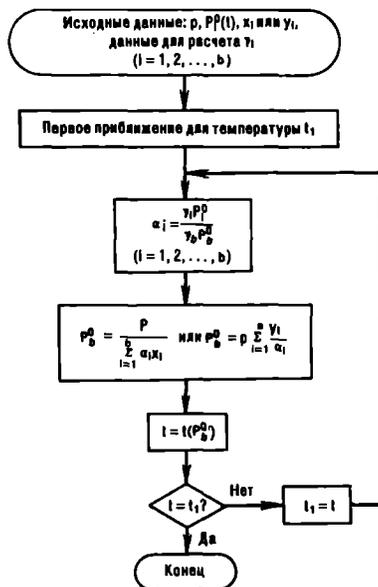
$$t = B_4 / (A_4 - \ln P_1^0) - C_4 - 273,15,$$

где A_4 , B_4 , C_4 — параметры уравнения Антуана для амилового спирта. Подставляя их (см. пример 15), получим:

$$t = 3026,89 / (16,527 - \ln 669) - (-105) - 273,15 = 133,90^\circ\text{C}.$$

Повторяя расчет при этой температуре, получим следующие значения относительных летучестей: $\alpha_1=2,701$; $\alpha_2=1,965$; $\alpha_3=1,242$; $\alpha_4=1$. Третья итерация в данном случае не требуется, так как следующее приближение для температуры отличается менее чем на $0,01^\circ\text{C}$. Поэтому значения относительных летучестей при $133,9^\circ\text{C}$ можно использовать для определения равновесного состава пара. Содержание в нем изобутилового спирта ($i=1$) в соответствии с уравнением (3.90) составит:

$$y_{1,1} = y_1^* = \frac{\alpha_1 x_1}{\sum_{i=1}^4 \alpha_i x_i} = \frac{2,701 \cdot 0,0003}{2,701 \cdot 0,0003 + 1,965 \cdot 0,02 + 1,242 \cdot 0,4804 + 1 \cdot 0,4993} = 0,0006 \text{ мол. доли.}$$



Концентрации других компонентов равны: $y_{1,2}=0,0358$; $y_{1,3}=0,5447$; $y_{1,4}=0,4558$ мол. доли. Следовательно, пар такого состава должен поступать с первой теоретической ступени на вторую.

В соответствии с алгоритмом, приведенным на рис. 3.16, следующим этапом расчета является определение состава жидкости, поступающей со второй ступени на первую. Для этого можно использовать уравнения (3.93). Принимая в исчерпывающей части колонны мольные расходы фаз в соответствии с уравнениями (3.73) равными $G=P(R+1)$ и $L=PR+F$ (так как исходная смесь подается в нагретом до температуры кипения виде коэффициент $\varphi=0$), получим:

$$x_{n+1,i} = \frac{R+1}{R+F/P} y_{n,i} + \frac{F/P-1}{R+F/P} x_{w,i}$$

Применяя это уравнение к первой ступени ($n=1$), для изобутилового спирта получим:

$$x_{1,2} = \frac{2,65+1}{2,65+1/0,5004} 0,0006 + \frac{1/0,5004-1}{2,65+1/0,5004} = 0,0005 \text{ мол. доли.}$$

Аналогичным образом для других компонентов найдем: $x_{2,2}=0,0314$; $x_{2,3}=0,5156$; $x_{2,4}=0,4523$ мол. доли.

Таким же образом, поочередно решая задачу на парожидкостное равновесие и используя уравнения (3.93), определим составы фаз для всех остальных ступеней исчерпывающей части колонны. Результаты расчетов (в мол. долях) приведены ниже:

1-я ступень; $t=133,90^\circ\text{C}$		2-я ступень; $t=133,37^\circ\text{C}$	
$x_{1,1}=0,0003$	$y_{1,1}=0,0006$	$x_{2,1}=0,0005$	$y_{2,1}=0,0012$
$x_{1,2}=0,0200$	$y_{1,2}=0,0346$	$x_{2,2}=0,0315$	$y_{2,2}=0,0535$
$x_{1,3}=0,4804$	$y_{1,3}=0,5253$	$x_{2,3}=0,5157$	$y_{2,3}=0,5541$
$x_{1,4}=0,4993$	$y_{1,4}=0,4395$	$x_{2,4}=0,4523$	$y_{2,4}=0,3912$
3-я ступень; $t=132,83^\circ\text{C}$		4-я ступень; $t=132,26^\circ\text{C}$	
$x_{3,1}=0,0010$	$y_{3,1}=0,0024$	$x_{4,1}=0,0020$	$y_{4,1}=0,0044$
$x_{3,2}=0,0463$	$y_{3,2}=0,0773$	$x_{4,2}=0,0650$	$y_{4,2}=0,1067$
$x_{3,3}=0,5383$	$y_{3,3}=0,5682$	$x_{4,3}=0,5493$	$y_{4,3}=0,5691$
$x_{3,4}=0,4144$	$y_{3,4}=0,3521$	$x_{4,4}=0,3837$	$y_{4,4}=0,3198$
5-я ступень; $t=131,64^\circ\text{C}$		6-я ступень; $t=130,93^\circ\text{C}$	
$x_{5,1}=0,0035$	$y_{5,1}=0,0078$	$x_{6,1}=0,0062$	$y_{6,1}=0,0135$
$x_{5,2}=0,0881$	$y_{5,2}=0,1417$	$x_{6,2}=0,1155$	$y_{6,2}=0,1816$
$x_{5,3}=0,5500$	$y_{5,3}=0,5580$	$x_{6,3}=0,5414$	$y_{6,3}=0,5364$
$x_{5,4}=0,3584$	$y_{5,4}=0,2925$	$x_{6,4}=0,3369$	$y_{6,4}=0,2685$
7-я ступень; $t=130,13^\circ\text{C}$		8-я ступень; $t=129,23^\circ\text{C}$	
$x_{7,1}=0,0106$	$y_{7,1}=0,0225$	$x_{8,1}=0,0177$	$y_{8,1}=0,0366$
$x_{7,2}=0,1469$	$y_{7,2}=0,2249$	$x_{8,2}=0,1809$	$y_{8,2}=0,2688$
$x_{7,3}=0,5244$	$y_{7,3}=0,5058$	$x_{8,3}=0,5004$	$y_{8,3}=0,4681$
$x_{7,4}=0,3181$	$y_{7,4}=0,2468$	$x_{8,4}=0,3010$	$y_{8,4}=0,2265$
9-я ступень; $t=128,24^\circ\text{C}$		10-я ступень; $t=127,15^\circ\text{C}$	
$x_{9,1}=0,0288$	$y_{9,1}=0,0574$	$x_{10,1}=0,0451$	$y_{10,1}=0,0869$
$x_{9,2}=0,2154$	$y_{9,2}=0,3097$	$x_{10,2}=0,2475$	$y_{10,2}=0,3431$
$x_{9,3}=0,4708$	$y_{9,3}=0,4257$	$x_{10,3}=0,4774$	$y_{10,3}=0,3810$
$x_{9,4}=0,2851$	$y_{9,4}=0,2073$	$x_{10,4}=0,2700$	$y_{10,4}=0,1890$
11-я ступень; $t=125,99^\circ\text{C}$		12-я ступень; $t=124,76^\circ\text{C}$	
$x_{11,1}=0,0682$	$y_{11,1}=0,1267$	$x_{12,1}=0,0995$	$y_{12,1}=0,1775$
$x_{11,2}=0,2737$	$y_{11,2}=0,3648$	$x_{12,2}=0,2908$	$y_{12,2}=0,3719$
$x_{11,3}=0,4024$	$y_{11,3}=0,3366$	$x_{12,3}=0,3675$	$y_{12,3}=0,2946$
$x_{11,4}=0,2557$	$y_{11,4}=0,1719$	$x_{12,4}=0,2422$	$y_{12,4}=0,1560$
13-я ступень; $t=123,51^\circ\text{C}$		14-я ступень; $t=122,26^\circ\text{C}$	
$x_{13,1}=0,1395$	$y_{13,1}=0,2388$	$x_{14,1}=0,1875$	$y_{14,1}=0,3082$
$x_{13,2}=0,2963$	$y_{13,2}=0,3631$	$x_{14,2}=0,2894$	$y_{14,2}=0,3397$
$x_{13,3}=0,3345$	$y_{13,3}=0,2566$	$x_{14,3}=0,3047$	$y_{14,3}=0,2235$
$x_{13,4}=0,2297$	$y_{13,4}=0,1415$	$x_{14,4}=0,2184$	$y_{14,4}=0,1286$

Составы фаз в укрепляющей части колонны. Теперь проводим расчет составов фаз в укрепляющей части колонны. С самой верхней, 27-й, ступени колонны должен выходить пар того же состава, что и предполагаемый дистиллят. Следовательно, $y_{27,1} = 0,4993$; $y_{27,2} = 0,4796$; $y_{27,3} = 0,02$; $y_{27,4} = 0,0011$ мол. доли. Для нахождения состава жидкости, выходящей с последней ступени, необходимо решить задачу на парожидкостное равновесие по определению равновесных концентраций в жидкости при известном составе пара. Температуру конденсации пара определим с помощью процедуры, схема которой приведена на рис. 3.17, приняв для первого приближения $t = 115^\circ\text{C}$. Вычисление давлений насыщенного пара при этой температуре по уравнению Антуана (см. пример 15) дает следующие результаты: $P_1^0 = 976,8$; $P_2^0 = 689,3$; $P_3^0 = 427,6$, $P_4^0 = 342,7$ мм рт. ст. Относительные летучести, определенные по этим значениям давлений насыщенного пара, составляют: $\alpha_1 = 2,850$; $\alpha_2 = 2,011$; $\alpha_3 = 1,248$; $\alpha_4 = 1$. Для того чтобы сумма концентраций в жидкой фазе была равна единице, необходимо, чтобы для давления насыщенного пара наименее летучего из компонентов (*n*-амиловый спирт) соблюдалось условие:

$$P_b^0 = p \sum_{i=1}^b y_i / \alpha_i.$$

Подставляя концентрации компонентов в паре и полученные для температуры 115°C относительные летучести, проверим это условие:

$$P_b^0 = P_4^0 = 760 \left(\frac{0,4993}{2,85} + \frac{0,4796}{2,011} + \frac{0,02}{1,248} + 0,0011 \right) = 327,4 \text{ мм рт. ст.}$$

Как видим, это значение заметно отличается от P_4^0 при температуре 115°C . Зная параметры уравнения Антуана для *n*-амилового спирта, найдем, что давлению насыщенного пара $327,4$ мм рт. ст. соответствует температура $113,79^\circ\text{C}$, которую можно использовать для следующего приближения. В результате трех итераций определим температуру конденсации пара; она равна $113,72^\circ\text{C}$. Относительные летучести компонентов при этой температуре равны: $2,861$; $2,015$; $1,248$ и 1 , а соответствующие им равновесные концентрации в жидкости, вычисленные по уравнениям (3.90) и равные концентрациям компонентов в жидкости, выходящей с 27-й ступени, составляют: $x_{27,1} = 0,4061$; $x_{27,2} = 0,5540$; $x_{27,3} = 0,0373$; $x_{27,4} = 0,0026$ мол. доли.

В соответствии с алгоритмом, приведенным на рис. 3.16, следующим этапом расчета является определение состава пара, поступающего на 27-ю ступень с предпоследней ступени, с помощью уравнений (3.92). Приняв для укрепляющей части колонны расход пара равным $G = P(R + 1)$, а расход жидкости $L = PR$, можно записать эти уравнения в виде:

$$y_{n-1,i} = \frac{R}{R+1} x_{n,i} + \frac{x_{p,i}}{R+1}.$$

При $n=27$ и $i=1$ (изобутиловый спирт) получим:

$$y_{26,1} = \frac{2,65}{2,65+1} 0,4061 + \frac{0,4993}{2,65+1} = 0,4316 \text{ мол. доли.}$$

Концентрации других компонентов в паре, поступающем на 27-ю ступень, равны: $y_{26,2} = 0,5336$; $y_{26,3} = 0,0326$; $y_{26,4} = 0,0022$ мол. доли. Результаты расчета составов пара и жидкости для всех ступеней укрепляющей части колонны (в мол. долях) приведены ниже:

27-я ступень; $t = 113,72^\circ\text{C}$		26-я ступень; $t = 114,63^\circ\text{C}$	
$y_{27,1} = 0,4993$	$x_{27,1} = 0,4061$	$y_{26,1} = 0,4316$	$x_{26,1} = 0,3402$
$y_{27,2} = 0,4796$	$x_{27,2} = 0,5540$	$y_{26,2} = 0,5336$	$x_{26,2} = 0,5963$
$y_{27,3} = 0,0200$	$x_{27,3} = 0,0373$	$y_{26,3} = 0,0326$	$x_{26,3} = 0,0587$
$y_{27,4} = 0,0011$	$x_{27,4} = 0,0026$	$y_{26,4} = 0,0022$	$x_{26,4} = 0,0048$
25-я ступень; $t = 115,41^\circ\text{C}$		24-я ступень; $t = 116,12^\circ\text{C}$	
$y_{25,1} = 0,3838$	$x_{25,1} = 0,2944$	$y_{24,1} = 0,3505$	$x_{24,1} = 0,2624$
$y_{25,2} = 0,5643$	$x_{25,2} = 0,6131$	$y_{24,2} = 0,5765$	$x_{24,2} = 0,6105$
$y_{25,3} = 0,0481$	$x_{25,3} = 0,0842$	$y_{24,3} = 0,0666$	$x_{24,3} = 0,1136$
$y_{25,4} = 0,0038$	$x_{25,4} = 0,0083$	$y_{24,4} = 0,0064$	$x_{24,4} = 0,0135$
23-я ступень; $t = 116,80^\circ\text{C}$		22-я ступень; $t = 117,51^\circ\text{C}$	
$y_{23,1} = 0,3273$	$x_{23,1} = 0,2393$	$y_{22,1} = 0,3105$	$x_{22,1} = 0,2216$
$y_{23,2} = 0,5747$	$x_{23,2} = 0,5936$	$y_{22,2} = 0,5624$	$x_{22,2} = 0,5664$
$y_{23,3} = 0,0879$	$x_{23,3} = 0,1461$	$y_{22,3} = 0,1116$	$x_{22,3} = 0,1806$
$y_{23,4} = 0,0101$	$x_{23,4} = 0,0210$	$y_{22,4} = 0,0155$	$x_{22,4} = 0,0314$

21-я ступень; $t = 118,25^\circ\text{C}$

$y_{21,1} = 0,2977$	$x_{21,1} = 0,2072$
$y_{21,2} = 0,5426$	$x_{21,2} = 0,5322$
$y_{21,3} = 0,1366$	$x_{21,3} = 0,2152$
$y_{21,4} = 0,0231$	$x_{21,4} = 0,0454$

20-я ступень; $t = 119,03^\circ\text{C}$

$y_{20,1} = 0,2872$	$x_{20,1} = 0,1947$
$y_{20,2} = 0,5278$	$x_{20,2} = 0,4941$
$y_{20,3} = 0,1618$	$x_{20,3} = 0,2477$
$y_{20,4} = 0,0332$	$x_{20,4} = 0,0635$

19-я ступень; $t = 119,83^\circ\text{C}$

$y_{19,1} = 0,2781$	$x_{19,1} = 0,1836$
$y_{19,2} = 0,4902$	$x_{19,2} = 0,4548$
$y_{19,3} = 0,1853$	$x_{19,3} = 0,2757$
$y_{19,4} = 0,0464$	$x_{19,4} = 0,0859$

18-я ступень; $t = 120,63^\circ\text{C}$

$y_{18,1} = 0,2701$	$x_{18,1} = 0,1735$
$y_{18,2} = 0,4615$	$x_{18,2} = 0,4146$
$y_{18,3} = 0,2057$	$x_{18,3} = 0,2972$
$y_{18,4} = 0,0627$	$x_{18,4} = 0,1129$

17-я ступень; $t = 121,41^\circ\text{C}$

$y_{17,1} = 0,2628$	$x_{17,1} = 0,1645$
$y_{17,2} = 0,4336$	$x_{17,2} = 0,3806$
$y_{17,3} = 0,2213$	$x_{17,3} = 0,3108$
$y_{17,4} = 0,0823$	$x_{17,4} = 0,1440$

16-я ступень; $t = 122,16^\circ\text{C}$

$y_{16,1} = 0,2562$	$x_{16,1} = 0,1564$
$y_{16,2} = 0,4077$	$x_{16,2} = 0,3487$
$y_{16,3} = 0,2312$	$x_{16,3} = 0,3163$
$y_{16,4} = 0,1049$	$x_{16,4} = 0,1786$

15-я ступень; $t = 122,86^\circ\text{C}$

$y_{15,1} = 0,2504$	$x_{15,1} = 0,1494$
$y_{15,2} = 0,3845$	$x_{15,2} = 0,3200$
$y_{15,3} = 0,2351$	$x_{15,3} = 0,3136$
$y_{15,4} = 0,1300$	$x_{15,4} = 0,2160$

14-я ступень

$y_{14,1} = 0,2453$
$y_{14,2} = 0,3644$
$y_{14,3} = 0,2332$
$y_{14,4} = 0,1571$

Новое приближение для состава дистиллята. Сопоставление составов пара, уходящего с 14-й ступени (ступени питания), полученных при расчете исчерпывающей и укрепляющей частей колонны, т. е. при расчете «снизу» и «сверху», показывает значительное расхождение. Сумма абсолютных величин расхождений концентраций для всех компонентов равна 0,1258. Следовательно, состав дистиллята, положенный в основу расчета в 1-й итерации, недостаточно достоверен. Для определения лучшего приближения для состава дистиллята используем « θ -метод». Так как коэффициент φ в данном случае равен нулю, уравнения (3.107) для новых концентраций в дистилляте могут быть представлены в виде

$$x_{p,i} = (F/P) x_{F,i} / (1 + \theta \xi_i), \quad (i = 1, 2, \dots, b),$$

где

$$\xi_i = x_{w,i} W \bar{y}_{i,i} / (x_{p,i} P \bar{y}_{i,i}).$$

Величины ξ_i определяются концентрациями компонентов в паре на тарелке питания, а также в кубовом остатке и дистилляте в предыдущей итерации. Так как $W/P = (F - P)/P = (F/P) - 1 = (1/0,5004) - 1 = 0,9982$, значение ξ_i для изобутилового спирта ($i = 1$) равно:

$$\xi_1 = 0,0003 \cdot 0,9982 \cdot 0,2453 / (0,4993 \cdot 0,3082) = 0,0004.$$

Для других компонентов: $\xi_2 = 0,0446$; $\xi_3 = 25,016$; $\xi_4 = 553,35$. Для того чтобы сумма концентраций в дистилляте была равна единице, параметр θ должен быть найден из уравнения

$$j = (F/P) \sum_{i=1}^b x_{F,i} / (1 + \theta \xi_i) - 1 = 0.$$

Численное решение этого уравнения удобно искать по методу Ньютона, так как производную функции j легко вычислить. Она равна

$$j' = \frac{dj}{d\theta} = - (F/P) \sum_{i=1}^b \frac{x_{F,i} \xi_i}{(1 + \theta \xi_i)^2}.$$

В качестве первого приближения для θ примем $\theta_1 = 0$. Тогда

$$j = (F/P) - 1 = 1,9982 - 1 = 0,9982;$$

$$j' = -1,9982(0,25 \cdot 0,0004 + 0,25 \cdot 0,0446 + 0,25 \cdot 25,016 + 0,25 \cdot 553,35) = -288,95.$$

Следующее приближение для параметра θ составит:

$$\theta_2 = \theta_1 - j/j' = 0,9982 / (-282,95) = 0,00345.$$

Повторяя расчет несколько раз, получим значение $\theta = 0,9432$, при котором функция f равна нулю с точностью до четвертого знака. Используя это значение θ , вычислим новое приближение для концентраций в дистилляте. Получим: $x_{p,1} = 0,4994$; $x_{p,2} = 0,4794$; $x_{p,3} = 0,0203$, $x_{p,4} = 0,0009$ мол. доли.

Состав пара на тарелке питания во второй итерации. Повторяя расчет составов фаз в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны исходя из нового состава дистиллята, для концентраций компонентов в паре, уходящем с тарелки питания, получим:

При расчете «снизу»

$y_{14,1} = 0,2531$
 $y_{14,2} = 0,3764$
 $y_{14,3} = 0,2360$
 $y_{14,4} = 0,1345$

При расчете «сверху»

$y_{14,1} = 0,2465$
 $y_{14,2} = 0,3682$
 $y_{14,3} = 0,2442$
 $y_{14,4} = 0,1411$

Как видим, во 2-й итерации составы пара на тарелке питания согласуются значительно лучше, чем в 1-й. Сумма абсолютных величин расхождений концентраций составляет 0,0297.

Окончательные составы дистиллята и кубового остатка. Повторяя расчет до тех пор, пока сумма расхождений концентраций компонентов в паре на тарелке питания, полученных при расчете «снизу» и «сверху», не станет меньше 0,0001 (для этого потребуется 13 итераций), получим окончательные составы дистиллята и кубового остатка (в мол. долях):

Компонент	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$
1. Изобутиловый спирт	0,4994	0,0002
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,4807	0,0189
3. Изоамиловый спирт	0,0190	0,4813
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,0009	0,4996

Видно, что в данном случае приближений расчет ректификации по Джилиленду дал близкие к действительным результаты.

Пример 21. Определить составы дистиллята и кубового остатка для процесса ректификации смеси бутиловых и амиловых спиртов (см. пример 20) в колоннах, эквивалентных 31, 23 и 19 теоретическим ступеням при подаче питания соответственно на 16-ю, 12-ю и 10-ю ступени. Расчет провести для флегмовых чисел $R = 2,65$ и $2,45$ (что примерно на 20 % больше минимального).

Решение задачи выполнено аналогично тому, как в примере 20 был рассчитан процесс ректификации в колонне, эквивалентной 27 теоретическим ступеням. Результаты расчетов (в мол. долях) приведены ниже:

Компонент	$R = 2,65$		$R = 2,45$	
	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$	$x_{p,i}$	$x_{w,i}$
$N_T = 31$				
1. Изобутиловый спирт	0,4995	0,0001	0,4994	0,0001
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,4872	0,0124	0,4825	0,0171
3. Изоамиловый спирт	0,0129	0,4874	0,0175	0,4829
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,0004	0,5001	0,0006	0,4999
$N_T = 27$				
1. Изобутиловый спирт	—	—	0,4993	0,0003
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	—	—	0,4755	0,0241
3. Изоамиловый спирт	—	—	0,2400	0,4764
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	—	—	0,0012	0,4992
$N_T = 23$				
1. Изобутиловый спирт	0,4990	0,0005	0,4989	0,0007
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,4715	0,0281	0,4659	0,0336
3. Изоамиловый спирт	0,0275	0,4729	0,0326	0,4678
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,0020	0,4985	0,0026	0,4979
$N_T = 19$				
1. Изобутиловый спирт	0,4981	0,0015	0,4978	0,0018
2. <i>n</i> -Бутиловый спирт	0,4585	0,0411	0,4530	0,0466
3. Изоамиловый спирт	0,0391	0,4613	0,0440	0,4564
4. <i>n</i> -Амиловый спирт	0,0043	0,4961	0,0052	0,4952

Из результатов расчета видно, насколько меняется четкость разделения бутиловых и амиловых спиртов при изменении размеров колонны и флегмового числа. В колонне,

эквивалентной 31 теоретической ступени, при $R=2,65$ примесь бутиловых спиртов в кубовом остатке и амиловых в дистилляте ненамного больше 1 % (мол.). При эффективности колонны, соответствующей 19 теоретическим ступеням и $R=2,45$, содержание бутиловых спиртов в кубовом остатке и амиловых в дистилляте приближается к 5 % (мол.). С помощью таких расчетов можно определить условия процесса, позволяющие достичь требуемой степени разделения компонентов.

Рассмотренный метод расчета многокомпонентной ректификации основан на допущении постоянства мольных расходов пара и жидкости в каждой из частей полной ректификационной колонны. Для учета изменений в расходах фаз система уравнений (3.91) — (3.94) должна быть дополнена уравнениями тепловых балансов — из (3.68) и (3.69). Расчет многокомпонентной ректификации с определением действительных расходов фаз в колонне применяют редко ввиду отсутствия в большинстве случаев данных для достаточно точного расчета энтальпий.

3.3.3. Расчет коэффициентов активности

Для растворов, состоящих не из ближайших гомологов, как правило, характерны большие или меньшие отклонения от свойств идеального раствора. Для расчета равновесия в таких системах требуется определение коэффициентов активности. Разработан ряд моделей многокомпонентного жидкого раствора, параметры которых могут быть найдены из данных по бинарному парожидкостному равновесию. Одна из таких моделей — модель Вильсона, приводящая к следующим уравнениям для коэффициентов активности [23]:

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln \left(\sum_{j=1}^b x_j L_{i,j} \right) - \frac{\sum_{k=1}^b x_k L_{k,i}}{\sum_{j=1}^b x_j L_{k,j}}, \quad (i=1, 2, \dots, b). \quad (3.108)$$

Параметры уравнения Вильсона $L_{i,j}$ определяют из зависимости

$$L_{i,j} = \frac{v_j}{v_i} \exp \left(-\frac{\lambda_{i,j}}{RT} \right), \quad (3.109)$$

где v_j и v_i — мольные объемы соответствующих компонентов; $\lambda_{i,j}$ — параметры, характеризующие различие в энергии взаимодействия молекул i -го компонента с молекулами j -го компонента и молекул i -го компонента друг с другом. Значения этих параметров обычно принимают независимыми от температуры. Опубликованы данные по параметрам бинарного взаимодействия $\lambda_{i,j}$ для нескольких десятков пар различных веществ [23, 24].

Пример 22. С одной из тарелок ректификационной колонны стекает жидкость, содержащая 10 % (мол.) ацетона, 10 % (мол.) метанола и 80 % (мол.) воды. Считая тарелку теоретической, определить состав уходящего с нее пара. Расчет выполнить для нормального давления.

Как и для идеальных систем, расчет парожидкостного равновесия сводится в основном к определению равновесной температуры. В данном случае требуется определить температуру кипения водного раствора, содержащего ацетон и метанол. Найдем ее с помощью алгоритма, приведенного на рис. 3.17, рассчитывая коэффициенты активности по уравнениям Вильсона.

Ниже приведены исходные данные — константы A_i , B_i и C_i уравнения (3.99) для определения давления насыщенного пара компонентов [5], их молекулярные массы M_i , плотности в жидком состоянии при 60 и 70 °С, а также параметры бинарного взаимодействия $\lambda_{i,j}$, взятые из монографии [23] и пересчитанные в кДж/кмоль (при $i=j$ $\lambda_{i,j}=0$):

Компонент	x_i	A_i	B_i	C_i
1. Ацетон	0,1	16,6513	2940,46	— 35,93
2. Метанол	0,1	18,5875	3626,55	— 34,29
3. Вода	0,8	18,3036	3816,44	— 46,13

Компонент	M_i	ρ , кг/м ³ , при		$\lambda_{i,j}$, кДж/кмоль	
		60 °С	70 °С		
1. Ацетон	58,08	745	733	$\lambda_{1,2} = -536,60$	$\lambda_{2,1} = 2088,6$
2. Метанол	32,04	756	746	$\lambda_{2,3} = 662,06$	$\lambda_{3,2} = 2054,3$
3. Вода	18,02	983	978	$\lambda_{3,1} = 6255,4$	$\lambda_{1,3} = 1956,8$

В качестве первого приближения для температуры кипения примем $t_1 = 75^\circ\text{C}$.

Расчет коэффициентов активности.

Для определения параметров $L_{i,j}$ в уравнениях Вильсона находим молярные объемы компонентов в жидком состоянии при 75°C . Для ацетона например, имеем:

$$v_1 = M_1/\rho_1 = 58,08/727 = 0,0799 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

где $\rho_1 = 727 \text{ кг/м}^3$ — плотность ацетона при 75°C , найденная линейной экстраполяцией данных при 60 и 70°C .

Аналогичным образом для метанола и воды получим: $v_2 = 0,0432$, $v_3 = 0,0185 \text{ м}^3/\text{кмоль}$. Подставляя значения молярных объемов в уравнения (3.109), находим параметры $L_{i,j}$. Так, параметр $L_{1,2}$ оказывается равным

$$L_{1,2} = \frac{v_2}{v_1} \exp \left[-\frac{\lambda_{1,2}}{RT} \right] = \frac{0,0432}{0,0799} \exp \left[-\frac{(-536,6)}{8,314 (75+273,15)} \right] = 0,651.$$

Определение параметров $L_{i,j}$ при других значениях i и j дает: $L_{2,1} = 0,899$; $L_{2,3} = 0,341$; $L_{3,2} = 1,148$; $L_{3,1} = 0,497$; $L_{1,3} = 0,118$. Уравнение (3.108) для ацетона ($i=1$) принимает вид ($L_{i,i} = 1$ при $i=j$):

$$\ln \gamma_1 = 1 - \ln \left(x_1 + x_2 L_{1,2} + x_3 L_{1,3} \right) - \frac{x_1}{x_1 + x_2 L_{1,2} + x_3 L_{1,3}} - \frac{x_2 L_{2,1}}{x_1 L_{2,1} + x_2 + x_3 L_{2,3}} - \frac{x_3 L_{3,1}}{x_1 L_{3,1} + x_2 L_{3,2} + x_3}.$$

Подставляя в это уравнение значения параметров $L_{i,j}$ и концентрации компонентов в жидкой фазе ($x_1 = x_2 = 0,1$, $x_3 = 0,8$), определим логарифм коэффициента активности ацетона:

$$\ln \gamma_1 = 1 - \ln (0,1 + 0,1 \cdot 0,651 + 0,8 \cdot 0,118) - \frac{0,1}{0,1 + 0,1 \cdot 0,651 + 0,8 \cdot 0,118} - \frac{0,1 \cdot 0,899}{0,1 \cdot 0,899 + 0,1 + 0,8 \cdot 0,341} - \frac{0,8 \cdot 0,497}{0,1 \cdot 0,497 + 0,1 \cdot 1,148 + 0,8} = 1,356.$$

Следовательно, $\gamma_1 = \exp (1,356) = 3,88$. Аналогичным образом находим коэффициенты активности метанола ($\gamma_2 = 1,42$) и воды ($\gamma_3 = 1,09$).

Относительные летучести компонентов. Подставляя константы Антуана A_i , B_i и C_i в уравнение (3.99), определим давление насыщенного пара при 75°C : $P_1^0 = 1384,9$; $P_2^0 = 1133,2$; $P_3^0 = 289,1 \text{ мм рт. ст.}$ Относительная летучесть ацетона при этой температуре в соответствии с уравнением (3.96)

$$\alpha_1 = \gamma_1 P_1^0 / (\gamma_3 P_3) = 3,88 \cdot 1384,9 / (1,09 \cdot 289,1) = 17,0.$$

Для метанола уравнение (3.96) дает $\alpha_2 = 5,10$.

Новое приближение для температуры кипения. Согласно алгоритму расчета температуры кипения, приведенному на рис. 3.17, каждое последующее приближение определяют по коэффициенту распределения для наименее летучего из компонентов (в данном случае для воды), который должен удовлетворять уравнению

$$m_3 = 1 / \sum_{i=1}^3 \alpha_i x_i.$$

Подставляя значения относительных летучестей и концентраций в эту зависимость, получим:

$$m_3 = 1 / (17,0 \cdot 0,1 + 5,1 \cdot 0,1 + 0,8) = 0,332.$$

Этому значению коэффициента распределения соответствует давление насыщенного водяного пара

$$P_3^0 = p m_3 / \gamma_3 = 760 \cdot 0,332 / 1,09 = 231 \text{ мм рт. ст.}$$

Из уравнения (3.99), написанного для воды, находим, что этому давлению насыщенного пара воды соответствует температура $69,72^\circ\text{C}$.

Состав равновесного пара. Повторяя расчет несколько раз, после шести итераций получим температуру кипения, равную $68,16^\circ\text{C}$. Давление насыщенного пара компонентов при этой температуре, их коэффициенты активности, относительные летучести, а также коэффициенты распределения, вычисленные по уравнениям (3.95), и равновесные концентрации в паре приведены ниже:

Компонент	P_i^0 , мм рт. ст.	γ_i	α_i	m_i	y_i , мол. доли
1. Ацетон	1121,7	3,97	18,9	5,86	0,586
2. Метанол	876,2	1,44	5,35	1,66	0,166
3. Вода	215,8	1,09	1	0,310	0,248

Для представления о точности, которая может быть получена при расчете парожидкостного равновесия с помощью уравнений Вильсона, сопоставим результаты решения данной задачи с опытными данными. Согласно справочным данным [16], температура кипения водного раствора, содержащего 10 % (мол.) ацетона и 10 % (мол.) метанола, при нормальном давлении равна 70 °С; в равновесии с ним находится пар, состоящий из 61 % (мол.) ацетона, 14 % (мол.) метанола и 26 % (мол.) воды.

Кроме уравнений Вильсона для расчета коэффициентов активности в многокомпонентных системах широкое распространение получил метод НРТЛ [5]. Разработаны также методы «групповых составляющих», основанные на учете вклада различных функциональных групп, входящих в молекулярную структуру соединений. Из таких методов наиболее известны методы ЮНИФАК и ЮНИКВАК [5].

3.3.4. Определение размеров ректификационных колонн при многокомпонентном питании

Диаметры ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей определяют из тех же соображений, что и колонн для бинарной ректификации (см. разд. 3.2.4). Наиболее надежный способ расчета рабочей высоты колонны — использование опытных данных по эффективности тарелок или по значениям ВЭТС (для насадочных колонн), полученных для систем с близкими свойствами. При отсутствии таких данных можно использовать результаты расчета бинарной ректификации для отдельных пар компонентов, входящих в состав многокомпонентной системы. В частности, для оценки среднего коэффициента полезного действия ступени можно использовать график (см. рис. 3.9) для ключевых компонентов. Считают [11], что эффективность ступени выше для компонентов, обладающих большей летучестью. Применение данных по бинарной ректификации к многокомпонентной является более надежным в тех случаях, когда существенная доля сопротивления массопереносу сосредоточена в жидкой фазе.

3.4. АДСОРБЦИЯ В АППАРАТАХ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ ТВЕРДОЙ ФАЗЫ

Наиболее распространенный массообменный процесс, осуществляемый в аппаратах с неподвижным слоем твердой фазы, — адсорбция. Такого рода процессы являются нестационарными и периодическими. При этом концентрации в твердом материале и в газе (или в жидкости), находящихся внутри аппарата, меняются во времени. Процесс длится до тех пор, пока конечная концентрация в среде, проходящей через слой твердой фазы (сорбента), не превысит некоторого предельного значения (концентрация проскока), после чего сорбент подвергают регенерации (обычно десорбцией).

Рассмотрим методы расчета сравнительно простых случаев массообменных процессов с неподвижным слоем твердой фазы, когда в массопереносе участвует лишь один компонент, концентрация которого в исходной смеси невелика (и следовательно, можно пренебречь изменением расхода газа или жидкости) и когда процесс протекает в приблизительно изотермических условиях; кроме того, ограничимся системами, для которых изотермы адсорбции не имеют точек перегиба.

3.4.1. Материальный баланс

Если пренебречь поперечной неравномерностью, то концентрации внутри аппарата будут зависеть от двух переменных: времени t и продольной координаты z , отсчитываемой обычно от входа разделяемой смеси в слой сорбента. Дифференциальное уравнение материального баланса, описывающее эту зависимость в отсутствие продольного перемешивания, имеет следующий вид:

$$\varepsilon \frac{\partial c}{\partial t} + \rho_{\text{исс}} \frac{\partial X}{\partial t} + \omega \frac{\partial c}{\partial z} = 0, \quad (3.110)$$

где ϵ — порозность слоя; $\rho_{\text{нас}}$ — насыпная плотность сорбента; ω — фиктивная скорость движущейся через слой среды; c — концентрация адсорбируемого вещества в ней, кг/м³; X — концентрация извлекаемого вещества в сорбенте, кг/кг чистого сорбента.

Уравнение (3.110) совместно с уравнениями, описывающими скорость массопереноса и равновесные соотношения (изотерма адсорбции), позволяет в принципе рассчитать зависимость концентраций в слое сорбента от продольной координаты и времени.

Общий материальный баланс процесса по адсорбируемому веществу для всего периода адсорбции (или десорбции) выражается следующей зависимостью:

$$\omega c_{n0} - \omega \int_0^{\theta} c_{z=H} d\tau = \rho_{\text{нас}} \int_0^H (X_{t=0} - X_n) dz + \epsilon \int_0^H (c_{t=0} - c_{t=\theta}) dz, \quad (3.111)$$

где c_n и X_n — начальные концентрации соответственно в проходящей через слой среде и в сорбенте; θ — длительность стадий адсорбции или десорбции; H — высота слоя сорбента.

Левая часть уравнения (3.111) представляет собой приходящуюся на единицу площади поперечного сечения разность между количествами сорбируемого вещества, вошедшего с поступающей в аппарат средой и вышедшего вместе с ней из аппарата в течение рассматриваемой операции. Первый интеграл правой части определяет прирост количества сорбируемого компонента в сорбенте (для десорбции он отрицателен), второй — в газовой или жидкой фазе, находящейся внутри слоя (в расчете на единицу поперечного сечения).

Во многих случаях уравнение (3.111) может быть упрощено. Так, для адсорбции обычно существенны только первые члены правой и левой частей уравнения, а для десорбции — второй член левой части уравнения и первый член правой.

3.4.2. Массопередача с участием пористой твердой фазы

За поверхность массопередачи в процессах с твердой фазой принимают внешнюю поверхность частиц сорбента. Удельную поверхность контакта фаз рассчитывают по уравнению

$$a = 6(1 - \epsilon)/d, \quad (3.112)$$

где d — эквивалентный диаметр частиц сорбента.

Скорость массопередачи определяется скоростью массопереноса к внешней поверхности частиц, характеризуемой внешним коэффициентом массоотдачи β_n и скоростью массопереноса к внутренней поверхности сорбента при адсорбции или в обратном направлении — при десорбции. Скорость внутреннего массопереноса зависит от скоростей диффузии в порах сорбента, на его внутренней поверхности, в самой твердой фазе (для ионообменных смол), а иногда и от скорости химического взаимодействия с сорбентом. Количественно скорость внутреннего массопереноса оценивают либо коэффициентом диффузии в порах D_n , либо эффективным коэффициентом диффузии в твердой фазе D_τ , когда сорбент рассматривают как квазитвердое вещество. Для упрощения расчетов скорость внутреннего массопереноса часто приближенно характеризуют коэффициентами массоотдачи в порах β_n или в твердом материале β_τ . Коэффициенты массоотдачи для массообменных процессов с пористой твердой фазой определяются следующими уравнениями [8]:

$$\left(\frac{\rho_{\text{нас}}}{a}\right) \frac{dX}{dt} = \beta_n (c - c_i) = \beta_n (c_i - c^*(X)) = \beta_\tau \left[\frac{c_n}{X^*(c_n)} \right] [X^*(c_i) - X], \quad (3.113)$$

где c_i — концентрация у внешней поверхности сорбента.

Коэффициенты массопередачи в порах или в твердом материале связаны с соответствующими коэффициентами диффузии соотношениями [7, 8]

$$\beta_n = 10D_n/d;$$

$$\beta_r = \frac{10D_r}{d(1-\varepsilon)} \left[\frac{\rho_{нас} X^*(c_n)}{c_n} \right] \quad (3.114)$$

При оценке внутреннего сопротивления массопереносу с помощью коэффициентов массоотдачи суммарная скорость массопередачи может характеризоваться коэффициентами массопередачи K_y или K_x , выраженными соответственно по внешней фазе или по фазе сорбента. Эти коэффициенты определяются уравнениями

$$\left(\frac{\rho_{нас}}{a} \right) \frac{dX}{dt} = K_y [c - c^*(X)] = K_x \frac{c_n}{X^*(c_n)} [X^*(c) - X]. \quad (3.115)$$

Если внутреннее сопротивление массопереносу определяется диффузией в порах или характеризуется коэффициентом массоотдачи β_n , то из уравнений (3.113) и (3.115) следует:

$$K_y = (1/\beta_y + 1/\beta_n)^{-1} \quad (3.116)$$

Уравнение (3.116) справедливо для изотерм адсорбции любого вида.

Если же внутреннее сопротивление зависит как от диффузии в порах, так и от диффузии в сорбенте или на его внутренней поверхности, то строгая связь между коэффициентами массоотдачи и массопередачи существует лишь для линейной изотермы адсорбции и выражается уравнением [8]:

$$K_y = K_x = [1/\beta_y + 1/(\beta_n + \beta_r)]^{-1} \quad (3.117)$$

В уравнениях (3.113) — (3.117) все коэффициенты массоотдачи и массопередачи выражены в м/с. В расчетных уравнениях коэффициенты массоотдачи и массопередачи, как и для других массообменных процессов, часто встречаются в виде объемных коэффициентов массоотдачи или массопередачи: $\beta_y a$, $K_y a$ и т. д.

Обзор расчетных уравнений для коэффициентов массоотдачи в среде, движущейся через слой зернистого материала, приведен в монографии [8]. В частности, для газовой среды можно использовать уравнение [25]:

$$\beta_y = 0,355 \frac{w}{\varepsilon} \left(\frac{w \rho_y d}{\mu_y} \right)^{-0,359} \left(\frac{\mu_y}{\rho_y D_y} \right)^{-0,667} \quad (3.118)$$

где ρ_y , μ_y и D_y — соответственно плотность, вязкость и коэффициент диффузии для внешней среды.

Скорость внутреннего массопереноса лучше всего оценивать на основе опытных данных. В тех случаях, когда сопротивление в сорбенте определяется диффузией в порах и имеются данные по размерам пор, коэффициент диффузии в порах может быть рассчитан по уравнению [8]

$$D_n = \frac{\varepsilon_n D_y}{2} \left[1 - \exp \left(- \frac{4r}{3D_y} \sqrt{\frac{8RT}{M}} \right) \right], \quad (3.119)$$

где ε_n — пористость частиц сорбента (доля объема пор от объема частицы); r — средний радиус пор; M — молекулярная масса сорбируемого вещества.

Пример 23. Найти объемный коэффициент массопередачи для процесса очистки водорода от примеси метана адсорбцией активным углем при давлении 1 МПа и температуре 25 °С. Сорбент характеризуется следующими свойствами: размер частиц 3 мм, средний радиус пор $30 \cdot 10^{-10}$ м, насыпная плотность $\rho_{нас} = 450$ кг/м³, плотность частиц $\rho_c = 750$ кг/м³, плотность угля $\rho_s = 2000$ кг/м³. Фиктивная скорость газа в адсорбере 0,16 м/с; средняя плотность и вязкость газа равны соответственно 0,826 кг/м³ и $0,9 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Принять, что внутреннее сопротивление массопереносу лимитируется диффузией в порах.

Свойства газовой фазы и сорбента. Коэффициент диффузии в системе метан — водород при 25 °С и нормальном давлении равен 0,726 см²/с [6]. Считая коэффициент диффузии обратно пропорциональным давлению, для $P=10^6$ Па находим:

$$D_y = 0,726 \cdot 1,013 \cdot 10^5 / 10^6 = 0,0735 \text{ см}^2/\text{с}.$$

Порозность слоя и пористость частиц связаны с параметрами, характеризующими плотность сорбента, следующим образом:

$$\varepsilon = 1 - \rho_{\text{нас}}/\rho_s; \quad \varepsilon_c = 1 - \rho_c/\rho_s.$$

Следовательно, в данном случае

$$\varepsilon = 1 - 450/750 = 0,4; \quad \varepsilon_c = 1 - 750/2000 = 0,625;$$

$$a = 6(1 - \varepsilon)/d = 6(1 - 0,4)/3 \cdot 10^{-3} = 1200 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Коэффициент диффузии в порах определяем по уравнению (3.119):

$$D_n = \frac{\varepsilon_c D_y}{2} \left[1 - \exp \left(-\frac{4r}{3D_y} \sqrt{\frac{8RT}{M_{\text{CH}_4}}} \right) \right] =$$

$$= \frac{0,625 \cdot 0,0735}{2} \left[1 - \exp \left(-\frac{4 \cdot 30 \cdot 10^{-10}}{3 \cdot 0,0735 \cdot 10^{-4}} \sqrt{\frac{8 \cdot 8314 (25 + 273)}{16,04}} \right) \right] = 0,0104 \text{ см}^2/\text{с},$$

где $M_{\text{CH}_4} = 16,04$ — молекулярная масса метана.

Коэффициент массопередачи. По уравнению (3.118) найдем коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_y = 0,355 \frac{w}{\varepsilon} \left(\frac{w \rho_y d}{\mu_y} \right)^{-0,359} \left(\frac{\mu_y}{\rho_y D_y} \right)^{-0,667} =$$

$$= 0,355 \frac{16}{0,4} \left(\frac{0,16 \cdot 0,826 \cdot 3 \cdot 10^{-3}}{0,9 \cdot 10^{-5}} \right)^{-0,359} \left(\frac{0,9 \cdot 10^{-5}}{0,826 \cdot 0,0735 \cdot 10^{-4}} \right)^{-0,667} = 2,81 \text{ см/с}.$$

Коэффициент массоотдачи для пор по уравнению (3.114) равен:

$$\beta_n = 10D_n/d = 10 \cdot 0,0104/0,3 = 0,347 \text{ см/с}.$$

Следовательно, коэффициент массопередачи по газовой фазе

$$K_y = (1/\beta_y + 1/\beta_n)^{-1} = (1/2,81 + 1/0,347)^{-1} = 0,309 \text{ см/с}.$$

Объемный коэффициент массопередачи $K_y a = 0,309 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} = 3,71 \text{ с}^{-1}$

3.4.3. Расчет адсорберов

Обычно исходными параметрами для технологического расчета адсорберов служат расход и состав исходной смеси; свойства сорбента; условия, при которых должны протекать стадии адсорбции и регенерации; предельно допустимая концентрация в очищенном газе (концентрация проскока). Цель расчета — определение основных размеров адсорбера (диаметра и высоты слоя сорбента), продолжительности стадий адсорбции и регенерации, числа адсорберов, при котором может быть обеспечена циклично-непрерывная работа всей установки.

Диаметр адсорбера. Поперечное сечение адсорбера и, следовательно, его диаметр при проектировании аппарата цилиндрической формы определяются выбором фиктивной скорости газа или жидкости. Верхним пределом скорости является скорость начала псевдооживления частиц сорбента. С увеличением скорости растет коэффициент массопередачи (до некоторого предела, определяемого скоростью, при которой внутреннее сопротивление становится лимитирующим) и увеличивается гидравлическое сопротивление. Оптимальная скорость движения среды в адсорбере обычно гораздо ниже скорости начала псевдооживления. Выбор ее основывается на технико-экономических соображениях: проводят расчет процесса при нескольких значениях фиктивной ско-

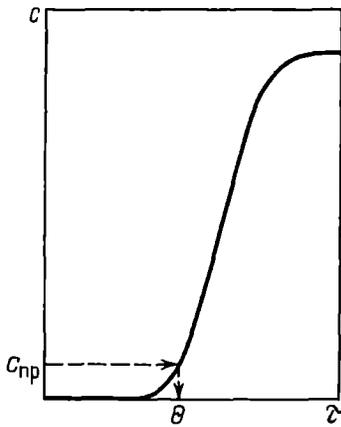


Рис. 3.18. Определение высоты слоя сорбента по профилю концентрации во внешней среде при $\tau = \theta$

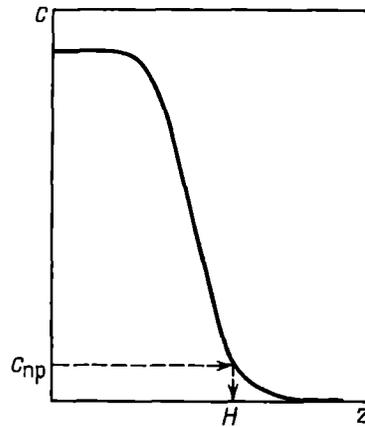


Рис. 3.19. Определение продолжительности стадии адсорбции по выходной кривой

рости (см. пример 26) и выбирают то значение, при котором полные затраты на работу установки минимальны.

Высота слоя сорбента. Для определения рабочей высоты адсорбера надо задаться длительностью стадии адсорбции θ и рассчитать профиль концентрации в газе (или жидкости) при $\tau = \theta$. При заданной концентрации проскока $c_{пр}$ необходимую высоту слоя легко определить графически (рис. 3.18). Повторяя расчет при разных θ , выбирают оптимальный вариант.

Продолжительность стадий процесса. Определение длительности стадии адсорбции при заданных высоте слоя и концентрации проскока также можно проводить графически после расчета выходной кривой — зависимости конечной (при $z = H$) концентрации очищаемой среды от времени (рис. 3.19). Аналогично можно найти и продолжительность стадии десорбции, исходя из заданной конечной концентрации десорбирующего газа c_1 или максимально допустимой остаточной концентрации X_1 в сорбенте (рис. 3.20).

Учет продольного перемешивания. Уравнение (3.110), лежащее в основе расчета профилей концентраций и выходных кривых, справедливо для течения разделяемой среды через слой сорбента в режиме идеального вытеснения при отсутствии продольной диффузии. Отклонения от этого режима (обусловленные неравномерным распределением скоростей, существованием обратных потоков, наличием продольной диффузии) при расчете адсорбентов можно учитывать введением поправки в коэффициент массопередачи. Поправку вводят в виде дополнительного диффузионного сопротивления $1/\beta_{прод}$. Коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания K'_y определяют из уравнения

$$K'_y = (1/K_y + 1/\beta_{прод}) \quad (3.120)$$

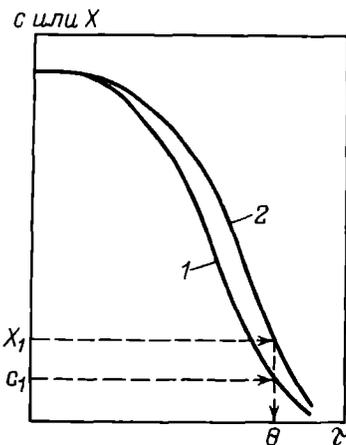


Рис. 3.20. Определение продолжительности десорбции:

1 — выходная кривая; 2 — зависимость концентрации в сорбенте от времени при $z = H$

Учет продольного перемешивания с помощью уравнения (3.120) в достаточной мере обоснован при линейной изотерме адсорбции, но на практике его применяют и при других формах кривых равновесия. Для определения поправки на продольное перемешивание можно использовать следующее эмпирическое уравнение [26]

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \frac{\omega}{1-\epsilon} \left(\frac{\rho_g \omega d}{\mu_g} \right)^{0,22} \quad (3.121)$$

3.4.4. Расчет профилей концентраций и выходных кривых

Для расчета массообменных аппаратов с неподвижным слоем сорбента необходимо определять профили концентраций (зависимости c от z и X от z при данном τ) и выходные кривые (зависимости c от τ при данном z). В общем случае их определение требует численного решения системы, состоящей из уравнения материального баланса (3.110), уравнения изотермы адсорбции и уравнений, описывающих скорость массопереноса.

Ниже рассмотрен ряд обобщенных решений этой системы уравнений для нескольких частных случаев.

Бесконечная скорость массопереноса. Допущение о бесконечно большой скорости массопереноса эквивалентно предположению о равновесии между фазами во всех точках аппарата. При этом условии уравнение (3.110) имеет простое решение, результат которого зависит от вида кривой равновесия. Для адсорбции в случае выпуклой (по отношению к оси, на которой отложен состав газа) равновесной линии и для десорбции в случае вогнутой кривой равновесия это решение имеет вид:

$$\begin{aligned} c &= c^*(X_n), \quad X = X_n \quad \text{при } z > z_1; \\ c &= c_n, \quad X = X^*(c_n) \quad \text{при } z < z_1, \end{aligned} \quad (3.122)$$

где

$$z_1 = \frac{\omega \tau [c_n - c^*(X_n)]}{\epsilon [c_n - c^*(X_n)] + \rho_{\text{нас}} [X^*(c_n) - X_n]}.$$

При адсорбции в случае вогнутой изотермы и десорбции в случае выпуклой изотермы распределение концентраций описывается следующими уравнениями:

$$\begin{aligned} c &= c_n, \quad X = X^*(c_n) \quad \text{при } z \leq z_1; \\ c &= c^*(X_n), \quad X = X_n \quad \text{при } z \geq z_2, \end{aligned} \quad (3.123)$$

где

$$z_1 = \frac{\omega \tau}{\epsilon + \rho_{\text{нас}} (dX^*/dc)_{c=c_n}}; \quad z_2 = \frac{\omega \tau}{\epsilon + \rho_{\text{нас}} (dX^*/dc)_{c=c^*(X_n)}}.$$

В области $z_1 < z < z_2$ концентрации фаз определяются соотношениями:

$$z \left(\epsilon + \rho_{\text{нас}} \frac{dX^*}{dc} \right) = \omega \tau; \quad X = X^*(c). \quad (3.124)$$

Примеры профилей концентраций в газе при адсорбции и десорбции, соответствующие уравнениям (3.122) — (3.124), показаны на рис. 3.21 и 3.22.

Уравнения (3.122) — (3.124) позволяют найти предельные параметры процесса: минимальную толщину слоя сорбента при заданной продолжительности стадии адсорбции, или минимальную длительность стадии десорбции для слоя определенной толщины, или максимальную продолжительность работы слоя сорбента заданной высоты до момента проскока и т. п.

Пример 24. Водород очищают от примеси метана, содержащейся в количестве 0,0309 мол. доли, адсорбцией активным углем при давлении 1 МПа и температуре 25 °С. Насыпная плотность сорбента 450 кг/м³, порозность слоя 0,4.

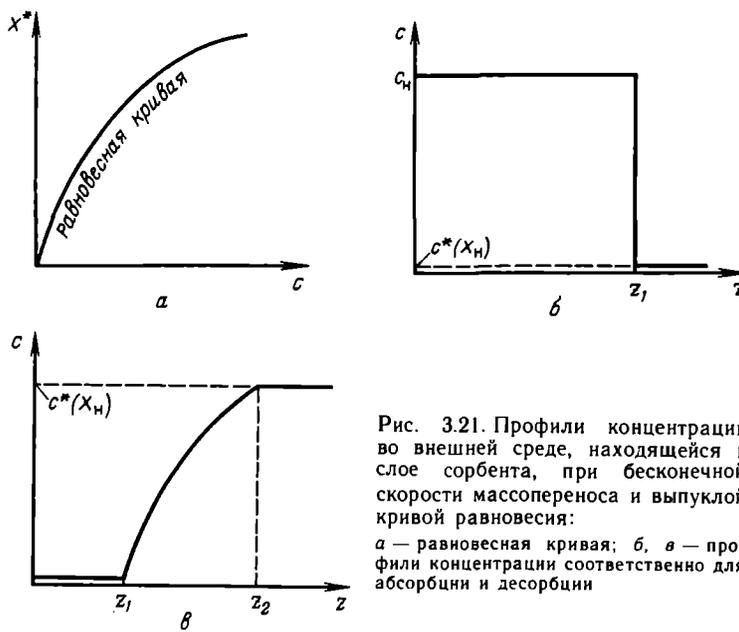


Рис. 3.21. Профили концентраций во внешней среде, находящейся в слое сорбента, при бесконечной скорости массопереноса и выпуклой кривой равновесия:
 а — равновесная кривая; б, в — профили концентрации соответственно для адсорбции и десорбции

Изотерма адсорбции описывается уравнением

$$x^* = 0.375c / (1 + 8c).$$

Определить минимальную толщину слоя сорбента при фиктивной скорости газа в адсорбере 9 см/с и длительности стадии адсорбции 1800 с. Начальную концентрацию CH_4 в сорбенте принять равной нулю.

Толщина слоя сорбента минимальна при максимальной (бесконечной) скорости массопереноса. Следовательно, для решения данной задачи нужно найти высоту слоя угля, при которой проросок метана в этих условиях начнется через 1800 с.

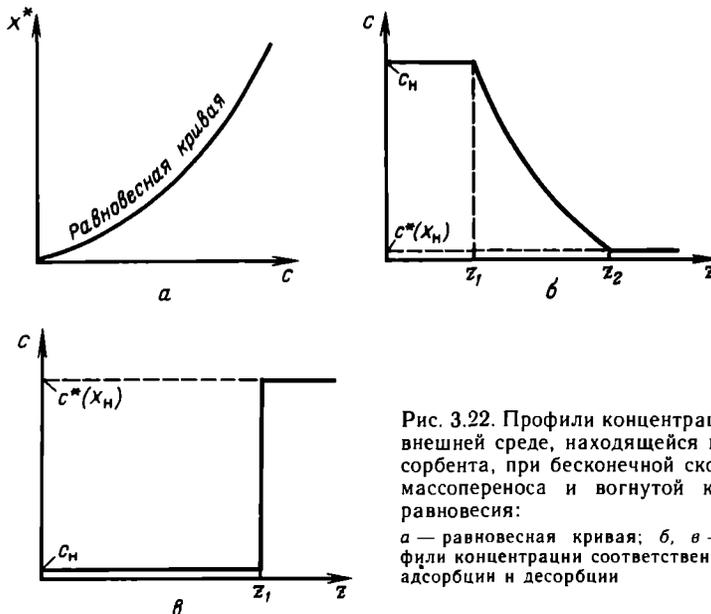


Рис. 3.22. Профили концентраций во внешней среде, находящейся в слое сорбента, при бесконечной скорости массопереноса и вогнутой кривой равновесия:
 а — равновесная кривая; б, в — профили концентрации соответственно для адсорбции и десорбции

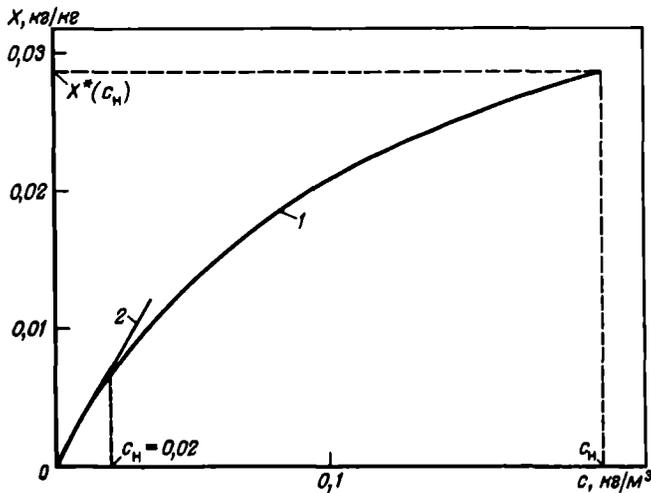


Рис. 3.23. Изотерма адсорбции метана активным углем при 25 °С (к примерам 24—30): 1 — кривая, соответствующая уравнению $X=0,375 c/(1+8 c)$; 2 — аппроксимация изотермы при малых концентрациях линейной зависимостью $X=0,35 c$

Концентрация метана в исходной смеси равна:

$$c_n = \frac{y_n \rho M_{CH_4}}{RT} = \frac{0,0309 \cdot 10^6 \cdot 16,04}{8314 (25 + 273)} = 0,2 \text{ кг/м}^3$$

Найдем концентрацию метана в сорбенте, равновесную с начальным составом газа:

$$X^*(c_n) = (0,375 \cdot 0,2) / (1 + 8 \cdot 0,2) = 0,02885 \text{ кг/кг угля.}$$

Кривая равновесия (в данном случае — изотерма Лэнгмюра) выпукла по отношению к оси, на которой отложен состав газа (рис. 3.23). Поэтому профили концентраций при бесконечной скорости массопереноса должны соответствовать уравнению (3.122). Так как $c^*(X_n) = 0$, то

$$z_1 = \frac{\omega \tau c_n}{\varepsilon c_n + \rho_{нас} X^*(c_n)} = \frac{0,09 \cdot 1800 \cdot 0,2}{0,4 \cdot 0,2 + 450 \cdot 0,02885} = 2,48 \text{ м.}$$

Следовательно, концентрация метана в газе, находящемся внутри слоя, равна нулю при $z > 2,48$ м. Толщина слоя сорбента для данного процесса должна быть не менее 2,48 м.

Пример 25. Определить минимальную продолжительность практически полной десорбции метана из слоя угля толщиной 2,48 м, содержащего в начальный момент 0,02885 кг метана/кг угля при 25 °С, если десорбирующий газ не содержит метана и движется в адсорбере с фиктивной скоростью 9 см/с. Найти зависимость конечной концентрации десорбирующего газа от времени. Рассчитать, при какой минимальной скорости газа десорбция может быть осуществлена, как и адсорбция, за 1800 с.

Так как изотерма адсорбции является выпуклой, то при десорбции в условиях бесконечной скорости массопереноса распределение концентраций в различные моменты времени должно описываться уравнениями (3.123) — (3.124). В соответствии с первым из уравнений (3.123) конечная концентрация десорбирующего газа станет равной начальной (т. е. нулевой и, следовательно, десорбция будет закончена) при

$$z \leq \frac{\omega \tau}{\varepsilon + \rho_{нас} (dX^*/dc)_{c=0}}.$$

Значит, при $z = H = 2,48$ м десорбция будет закончена за время

$$\tau \geq \frac{H [\varepsilon + \rho_{нас} (dX^*/dc)_{c=0}]}{\omega} = \frac{2,48 (0,4 + 450 \cdot 0,375)}{0,09} = 4660 \text{ с,}$$

где $(dX^*/dc)_{c=0} = 0,375 \text{ м}^3/\text{кг}$ (см. уравнение изотермы адсорбции в условиях примера 24). Таким образом, для полной десорбции слоя в данных условиях требуется не менее 4660 с.

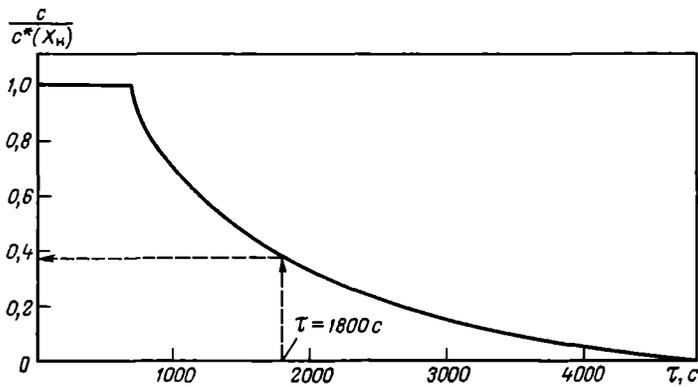


Рис. 3.24. Зависимость конечной концентрации от времени (к примеру 25)

Для определения зависимости концентрации выходящего газа от времени зададимся рядом значений c , найдем производные dX^*/dc для каждого значения c и вычислим с помощью уравнения (3.124) время, при котором конечная концентрация (при $z=H$) равна c . Пусть, например, $c=0,1$ кг/м³. Тогда

$$\left(\frac{dX^*}{dc}\right)_{c=0,1} = \left[\frac{0,375}{(1+8c)^2} \right]_{c=0,1} = \frac{0,375}{(1+8 \cdot 0,1)^2} = 0,1157 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Из уравнения (3.124) получим:

$$\tau = H \left(\varepsilon + \rho_{\text{нас}} \frac{dX^*}{dc} \right) / w = 2,48 (0,4 + 450 \cdot 0,1157) / 0,09 = 1446 \text{ с.}$$

Следовательно, через 1446 с после начала десорбции конечная концентрация десорбирующего газа равна 0,1 кг/м³. Результаты расчета при других значениях c приведены ниже:

кг/м ³	$\frac{dX^*}{dc}$ м ³ /кг		кг/м ³	$\frac{dX^*}{dc}$ м ³ /кг	
0,200	0,0555	699	0,100	0,1157	1446
0,196	0,0559	704	0,060	0,1712	2130
0,190	0,0590	743	0,020	0,2787	3466
0,180	0,0630	792	0,010	0,3215	3997
0,140	0,0834	1045	0	0,375	4660

Полученная зависимость концентрации метана в выходящем газе от времени показана на рис. 3.24. Эта зависимость позволяет найти конечную концентрацию в газе и максимальную остаточную концентрацию в сорбенте при различном времени десорбции. Так, при $\tau=1800$ с получим $c/c^*(X_n)=0,38$. Следовательно, $c_k=0,38 \cdot 0,2=0,076$ кг/м³; концентрация в сорбенте (максимальная, на задней по ходу десорбирующего газа кромке слоя) составит:

$$X = 0,375 \cdot 0,076 / (1 + 8 \cdot 0,076) = 0,0177 \text{ кг/кг угля.}$$

Минимальная скорость газа, при которой можно рассчитывать на практически полную десорбцию слоя при $\tau=1800$ с, в соответствии с уравнением (3.123) равна:

$$w = H \left[\varepsilon + \rho_{\text{нас}} \left(\frac{dX^*}{dc} \right)_{c=0} \right] / \tau = 2,48 (0,4 + 450 \cdot 0,375) / 1800 = 0,233 \text{ м/с.}$$

Линейная изотерма адсорбции. Если скорость массопереноса характеризовать уравнением (3.115), то строгое решение для распределения концентраций в слое существует лишь для линейной равновесной зависимости. Для адсорбции при $X_n=0$ оно

$$\begin{aligned} c/c_n &= J(n_{oy}, n_{oy}T); \\ X/X^*(c_n) &= 1 - J(n_{oy}T, n_{oy}). \end{aligned} \quad (3.125)$$

где J — функция двух переменных — α , γ ; $n_{oy} = K'_y a z / \omega$ — общее число единиц переноса для слоя сорбента высотой z , рассчитанное с учетом продольного перемешивания; параметр $T = \omega c_n (\tau - z\epsilon/\omega) / [\rho_{нас} X^*(c_n) z]$ можно рассматривать как безразмерное время.

Значения функции $J(\alpha, \gamma)$ приведены в табл. 3.3. При $\alpha\gamma > 36$ функцию J можно приближенно вычислять с помощью таблиц интеграла вероятности по уравнению [7]:

$$J(\alpha, \gamma) = [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})] / 2 + \frac{\exp[-(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})^2]}{2\sqrt{\pi}[(\alpha\gamma)^{1/4} + \sqrt{\gamma}]}. \quad (3.126)$$

При $\alpha\gamma > 3600$ эту функцию можно определять с помощью более простой зависимости:

$$J(\alpha, \gamma) = [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})] / 2. \quad (3.127)$$

Таблицы интеграла вероятностей $\operatorname{erf}(x) = (2/\sqrt{\pi}) \int_0^x e^{-y^2} dy$ имеются в справочниках [27].

Аналогичное решение для десорбции (при $c_n = 0$) выражается уравнениями

$$\begin{aligned} c/c^*(X_n) &= 1 - J(n_{oy}, n_{oy}T); \\ X/X_n &= J(n_{oy}T, n_{oy}). \end{aligned} \quad (3.128)$$

Переменная T для десорбции равна:

$$T = \omega c^*(X_n) (\tau - z\epsilon\omega) / (\rho_{нас} X_n z).$$

Пример 26. Подобрать размеры адсорбера для очистки водорода от метана при давлении 1 МПа и температуре 25 °С, если расход исходной смеси равен 542 кг/ч, а начальная концентрация метана $y_n = 0,00309$ мол. доли. Максимально допустимое содержание метана в очищенном водороде $0,05y_n$. Продолжительность цикла адсорбции принять равной 1800 с. Считать, что в начале адсорбции сорбент не содержит метана. (Свойства активного угля приведены в примере 23.)

При начальной концентрации метана $y_n = 0,00309$ мол. доли:

$$c_n = 0,00309 \cdot 10^6 \cdot 16,04 / [8314 (273 + 25)] = 0,02 \text{ кг/м}^3$$

При столь малых концентрациях (см. рис. 3.23) изотерму адсорбции можно аппроксимировать линейной зависимостью $X^* = 0,35c$ и, следовательно, использовать для расчета уравнения (3.125).

Свойства газовой фазы. Считая применимыми законы идеальных газов, находим плотности исходной смеси и чистого водорода при условиях в адсорбере:

$$\rho_n = \frac{pM}{RT} = \frac{10^6 \cdot 2,059}{8314 (273 + 25)} = 0,8306 \text{ кг/м}^3,$$

где $M = 2,016 (1 - 0,00309) + 16,04 \cdot 0,00309 = 2,059$ — средняя молекулярная масса исходной смеси. Для водорода $\rho_{H_2} = 0,822 \text{ кг/м}^3$. Следовательно, объемный расход исходной смеси равен:

$$V_n = 542 / (3600 \cdot 0,8306) = 0,1813 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так как в течение цикла адсорбции из аппарата большую часть времени должен выходить практически чистый водород, конечный расход можно принять равным

$$V_k = V_n (1 - y_n) = 0,1813 (1 - 0,00309) = 0,1807 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для расчета используем средние значения объемного расхода и плотности газа:

$$V = (0,1813 + 0,1807) / 2 = 0,181 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\rho_y = (0,8306 + 0,822) / 2 = 0,8263 \text{ кг/м}^3.$$

Вязкость метановодородных смесей при малых концентрациях метана равна $0,9 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [6]. Коэффициент диффузии рассчитан при решении примера 23 и равен $0,0735 \text{ см}^2/\text{с}$.

Таблица 3.3. Функция $J(\alpha, \gamma)$ [7]

	γ/α						
	0,1	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	
0,01	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	
0,02	0,9802	0,9803	0,9804	0,9804	0,9804	0,9805	
0,05	0,9515	0,9518	0,9522	0,9524	0,9526	0,9530	
0,10	0,9057	0,9071	0,9084	0,9093	0,9101	0,9114	
0,20	0,8220	0,8267	0,8314	0,8344	0,8374	0,8417	
0,50	0,6214	0,6427	0,6628	0,6756	0,6880	0,7056	
1	0,4038	0,4543	0,5010	0,5301	0,5578	0,5965	
1,5	0,2724	0,3425	0,4078	0,4487	0,4874	0,5415	

α	γ/α						
	0,15	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	
2	0,2162	0,2690	0,3456	0,3943	0,4409	0,5064	
3	0,1235	0,1778	0,2633	0,3209	0,3777	0,4597	
4	0,0745	0,1234	0,2085	0,2700	0,3331	0,4269	
5	0,0463	0,0878	0,1686	0,2313	0,2982	0,4011	

α	γ/α						
	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	0,9	
6	0,0635	0,1380	0,2003	0,2695	0,3796	0,4891	
8	0,0341	0,0948	0,1535	0,2242	0,3446	0,4699	
10	0,0188	0,0665	0,1198	0,1894	0,3163	0,4547	
15	0,0045	0,0288	0,0674	0,1292	0,2627	0,4259	
20	0,0011	0,0130	0,0393	0,0909	0,2230	0,4040	

α	γ/α						
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	
30	0,0028	0,0142	0,0472	0,1161	0,2268	0,3703	
40	0,0006	0,0053	0,0254	0,0808	0,1881	0,3440	
50	0,002	0,0021	0,0140	0,0572	0,1580	0,3221	
60	0,0000	0,0008	0,0078	0,0410	0,1339	0,3032	
80	0,0000	0,0001	0,0025	0,0215	0,0979	0,2714	
100	0,0000	0,0000	0,0008	0,0116	0,0727	0,2453	

α	γ/α						
	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95	
150	0,0026	0,0110	0,0361	0,0931	0,1951	0,3412	
200	0,0006	0,0040	0,0185	0,0624	0,1585	0,3152	
300	0,0000	0,0006	0,0052	0,0293	0,1082	0,2744	
400	0,0000	0,0001	0,0015	0,0143	0,0759	0,2425	

α	γ/α						
	0,88	0,9	0,92	0,94	0,96	0,98	
500	0,0261	0,0541	0,1011	0,1717	0,2667	0,3814	
600	0,0166	0,0390	0,0808	0,1490	0,2466	0,3693	
800	0,0069	0,0207	0,0526	0,1139	0,2132	0,3485	
1000	0,0029	0,0112	0,0348	0,0883	0,1861	0,3306	

γ/α						
1	1,3	1,6	2	3	5	10
0,9901	0,9902	0,9902	0,9902	0,9903	0,9905	0,9910
0,9806	0,9807	0,9808	0,9810	0,9813	0,9821	0,9838
0,9536	0,9542	0,9549	0,9558	0,9579	0,9618	0,9701
0,9135	0,9159	0,9183	0,9213	0,9285	0,9408	0,9632
0,8487	0,8567	0,8643	0,8737	0,8946	0,9267	0,9704
0,7329	0,7624	0,7886	0,8193	0,8782	0,9451	0,9928
0,6543	0,7136	0,7634	0,8174	0,9061	0,9766	0,9994
0,6215	0,7018	0,7670	0,8341	0,9323	0,9902	0,9999

γ/α						
1	1,3	1,6	2	3	4	5
0,6035	0,7000	0,7764	0,8519	0,9512	0,9853	0,9958
0,5833	0,7052	0,7980	0,8828	0,9744	0,9952	0,9992
0,5717	0,7140	0,8183	0,9069	0,9863	0,9984	0,9998
0,5639	0,7236	0,8364	0,9256	0,9926	0,9995	0,9999

γ/α						
1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5
0,5582	0,7078	0,8187	0,8934	0,9403	0,9679	0,9833
0,5503	0,7229	0,8444	0,9194	0,9610	0,9822	0,9923
0,5449	0,7371	0,8658	0,9384	0,9742	0,9900	0,9964
0,5366	0,7683	0,9055	0,9677	0,9905	0,9975	0,9994
0,5316	0,7943	0,9323	0,9826	0,9964	0,9994	0,9999

γ/α						
1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
0,5258	0,6705	0,7885	0,8742	0,9304	0,9640	0,9825
0,5223	0,6884	0,8178	0,9043	0,9545	0,9803	0,9922
0,5200	0,7044	0,8419	0,9263	0,9698	0,9891	0,9965
0,5182	0,7188	0,8620	0,9428	0,9798	0,9938	0,9984
0,5158	0,7441	0,8934	0,9649	0,9907	0,9980	0,9996
0,5141	0,7657	0,9168	0,9781	0,9956	0,9993	0,9999

γ/α						
1	1,05	1,1	1,15	1,2	1,25	1,3
0,5115	0,6759	0,8088	0,9000	0,9536	0,9809	0,9930
0,5100	0,6980	0,8415	0,9295	0,9734	0,9906	0,9976
0,5081	0,7340	0,8879	0,9635	0,9907	0,9981	0,9997
0,5071	0,7630	0,9189	0,9806	0,9967	0,9996	0,9999

γ/α						
1	1,02	1,04	1,06	1,08	1,1	1,12
0,5063	0,6295	0,7395	0,8291	0,8955	0,9405	0,9685
0,5058	0,6402	0,7581	0,8504	0,9151	0,9559	0,9790
0,5050	0,6593	0,7895	0,8839	0,9431	0,9753	0,9905
0,5045	0,6758	0,8151	0,9088	0,9613	0,9859	0,9956

Фиктивная скорость газа. Для определения оптимальных размеров адсорбера рассчитаем высоту слоя сорбента при диаметрах аппарата 1,2; 1,6 и 2,4 м.

Для $D=1,2$ м фиктивная скорость газа составит:

$$\omega = 4V/\pi D^2 = 4 \cdot 0,181 / (3,14 \cdot 1,2^2) = 0,16 \text{ м/с.}$$

Для $D=1,6$ и $2,4$ м фиктивные скорости газа равны соответственно 0,09 и 0,04 м/с.

Коэффициенты массопередачи. При $\omega=16$ см/с коэффициент массопередачи рассчитан в примере 23 ($K_y=0,309$ см/с). Найдем поправку для учета продольного перемешивания по уравнению (3.121):

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \frac{\omega}{1-\varepsilon} \left(\frac{\rho_y \omega d}{\mu_y} \right)^{0,22} = 0,0561 \frac{16}{1-0,4} \left(\frac{0,8263 \cdot 0,16 \cdot 0,003}{0,9 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,22} = 3,48 \text{ см/с.}$$

Следовательно, коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания равен:

$$K'_y = \left(\frac{1}{K_y} + \frac{1}{\beta_{\text{прод}}} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,309} + \frac{1}{3,48} \right)^{-1} = 0,284 \text{ см/с.}$$

Аналогичным образом можно рассчитать коэффициенты массопередачи при других скоростях газа. Результаты расчета приведены ниже (в см/с):

$D, \text{ м}$	ω	β_y	β_x	$\beta_{\text{прод}}$	K_y	K'_y
1,2	16	2,81	0,347	3,48	0,309	0,284
1,6	9	1,94	0,347	1,72	0,294	0,251
2,4	4	1,15	0,347	0,641	0,267	0,188

Профили концентраций в газе. Расчет профилей концентраций $\tau=1800$ с проводим следующим образом. Зададимся значениями

$$\gamma/\alpha = n_{oy} T / n_{ox} = T = \omega c_n (\tau - z\varepsilon/\omega) / [\rho_{\text{нас}} X^*(c_n) z]$$

и определим z (расстояние от входа газа):

$$z = \left[\frac{\omega \tau c_n}{\rho_{\text{нас}} X^*(c_n)} \right] \left[T + \frac{\varepsilon c_n}{\rho_{\text{нас}} X^*(c_n)} \right]^{-1}$$

Затем рассчитаем общее число единиц переноса при данном значении z : $n_{oy} = K'_y a z / \omega$.

Найдя с помощью табл. 3.3 значение функции $J(\alpha, \gamma)$ при $\alpha = n_{oy}$ и $\gamma = n_{ox} T$, по уравнению (3.125) определим концентрацию в газе при z , соответствующем выбранному T . Выполнив расчет для ряда значений T (удобно задаваться значениями T , равными γ/α , приведенными в табл. 3.3), получим зависимость концентрации метана в газе от высоты слоя сорбента.

Пусть $\omega=16$ см/с. Зададимся, например, $T=1$. Тогда при $X^*(c_n)=0,35 \cdot 0,02=0,007$ кг/кг угля получим:

$$z = \frac{16 \cdot 1800 \cdot 0,02}{450 \cdot 0,007 [1 + 0,4 \cdot 0,02 / (450 \cdot 0,007)]} = 182 \text{ см.}$$

Следовательно,

$$n_{oy} = 0,284 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} \cdot 182 / 16 = 38,8.$$

В табл. 3.3 найдем значение функции $J(n_{oy}, n_{ox} T)$: при $T=1$, $n_{oy}=30$ она равна 0,5258; при $T=1$, $n_{oy}=40$ она равна 0,5223. Путем линейной интерполяции находим функцию $J(n_{oy}, n_{ox} T)$; при $T=1$ и $n_{oy}=38,8$ она равна 0,5227. Следовательно, при $z=182$ см в соответствии с уравнением (3.125) получим: $c=0,5227 \cdot c_n=0,5227 \cdot 0,02=0,0104$ кг/м³. Таким же образом можно найти состав газа при других значениях T и z . Результаты расчета профиля концентраций в газе при $\omega=16$ см/с приведены ниже:

T	$z, \text{ см}$ ($\tau=1800$ с)	c/c_n	T	$z, \text{ см}$ ($\tau=1800$ с)	c/c_n	
0,4	454	96,8	1,0	182	38,8	0,5227
0,5	364	77,5	1,1	166	35,3	0,6800
0,6	303	64,6	1,2	152	32,4	0,7955
0,7	260	55,4	1,5	122	25,9	0,9510
0,8	228	48,5	2,0	91,3	19,4	0,9957
0,9	203	43,2	2,5	73,1	15,6	0,9995

Таким же образом можно рассчитать профили концентраций при скоростях газа 9 и 4 см/с; они показаны на рис. 3.25.

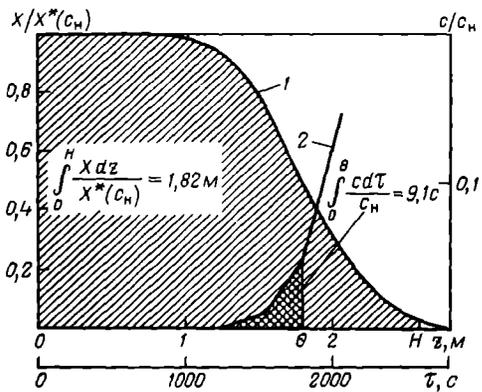
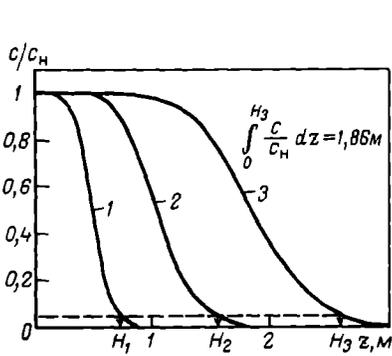


Рис. 3.25. Профили концентрации в газе при $\tau=1800$ с (к примеру 26):

1 — $\omega=4$ см/с; 2 — $\omega=9$ см/с; 3 — $\omega=16$ см/с

Рис. 3.26. Профиль концентрации в сорбенте при $\tau=1800$ с (1) и выходная кривая при $H=2,6$ м (2) (к примеру 27)

Высота слоя сорбента. По условию, концентрация проскока составляет $0,05c_n$. Проведя на графике безразмерных профилей концентраций горизонтальную линию с ординатой $0,05$ и найдя точки ее пересечения с профилями концентраций, находим необходимую высоту слоя сорбента при различных скоростях газа (v — объем слоя):

D , м	ω , см/с	H , м	v , м ³
1,2	16	2,6	2,94
1,6	9	1,5	3,02
2,4	4	0,72	3,26

В данном случае адсорбцию проводят под давлением. Энергетические затраты на преодоление гидравлического сопротивления слоя должны быть несущественными по сравнению с затратами на сжатие газа. Поэтому оптимальные размеры адсорбера можно определить, исходя из минимального объема сорбента, т. е. при $\omega=16$ см/с. Отметим, что для определения высоты слоя сорбента достаточно найти распределение концентраций по длине слоя в узкой области вблизи концентрации проскока.

Пример 27. Составить материальный баланс по метану для стадии адсорбции рассмотренного в предыдущем примере процесса, приняв $D=1,2$ м, $H=2,6$ м.

Профиль концентраций в сорбенте и выходная кривая. Для составления материального баланса [уравнение (3.11)] кроме профиля концентраций в газе нужно иметь профиль концентрации в сорбенте при $\tau=0$ и выходную кривую (зависимость конечного состава газа от времени). При $H=z=2,6$ м число единиц переноса $n_{o,y}=K'_y a z / \omega = 0,284 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} \cdot 2,6 / 0,16 = 55,38$. Задаваясь рядом значений параметра T , найдем соответствующие им значения τ по уравнению

$$\tau = z [T \rho_{нас} X^*(c_n) + \epsilon c_n] / \omega c_n.$$

Затем с помощью табл. 3.3 определим значения функции $J(\alpha, \gamma) = J(n_{o,y}, n_{o,y} T)$ и по уравнению (3.125) вычислим конечную концентрацию в газе при различных τ . Ниже приведены результаты расчетов:

T	τ , с	c/c_n	T	τ , с	c/c_n
0,4	1030	0,0001	0,7	1798	0,0485
0,5	1286	0,0014	0,8	2054	0,1450
0,6	1542	0,0107			

Построенная по этим данным выходная кривая показана на рис. 3.26.

Для нахождения профиля концентраций в сорбенте удобнее всего задаваться значениями $1/T$; затем, определив соответствующие им значения z и $n_{o,y} T$ и найдя значения $J(\alpha, \gamma) = J(n_{o,y} T, n_{o,y})$, по уравнению (3.125) вычислить концентрацию в сорбенте. Результаты расчетов приведены ниже:

t/T	T	z , см	$n_{0y}T$	$J(n_{0y}T, n_{0y})$	$X/(X^*(c_n))$
0,4	2,5000	73,1	38,91	0,0008	0,9992
0,5	2,0000	91,3	38,90	0,0063	0,9937
0,6	1,6670	110	38,89	0,0278	0,9722
0,7	1,4290	128	38,88	0,0848	0,9152
0,8	1,2500	146	38,87	0,1925	0,8075
0,9	1,1110	164	38,86	0,3470	0,6530
1,0	1,0000	182	38,85	0,5227	0,4773
1,1	0,9091	201	38,84	0,6863	0,3137
1,2	0,8333	219	38,83	0,8144	0,1856
1,3	0,7692	237	38,82	0,9007	0,0993
1,4	0,7143	255	38,81	0,9516	0,0484
1,5	0,6667	273	38,80	0,9783	0,0217
1,6	0,6250	291	38,79	0,9910	0,0090

Полученный профиль концентрации показан на рис. 3.26.

Материальный баланс. Вычисление входящих в уравнение (3.111) интегралов, равных площадям под соответствующими кривыми на рис. 3.25 и 3.26, дает:

$$\int_0^{\theta} \left(\frac{c}{c_n} \right) d\tau = 9,14 \text{ с}; \quad \int_0^H \left[\frac{X}{X^*(c_n)} \right] dz = 1,82 \text{ м}; \quad \int_0^H \left(\frac{c}{c_n} \right) dz = 1,86 \text{ м}.$$

Поскольку поперечное сечение аппарата $S = \pi D^2/4 = 3,14 \cdot 1,2^2/4 = 1,311 \text{ м}^2$, то количество метана, уносимого из аппарата очищенным газом, составит:

$$wSc_n \int_0^{\theta} \left(\frac{c}{c_n} \right) d\tau = 0,16 \cdot 1,311 \cdot 0,02 \cdot 9,14 = 0,033 \text{ кг}.$$

Количество метана, поглощенного углем, равно:

$$\rho_{нас} S X^*(c_n) \int_0^H \left[\frac{X}{X^*(c_n)} \right] dz = 450 \cdot 1,311 \cdot 0,007 \cdot 1,82 = 6,47 \text{ кг}.$$

Количество метана, оставшегося внутри аппарата в газовой фазе после завершения стадии адсорбции, составит

$$eSc_n \int_0^H \left(\frac{c}{c_n} \right) dz = 0,4 \cdot 1,311 \cdot 0,02 \cdot 1,86 = 0,017 \text{ кг}.$$

Таким образом, количество поступившего в аппарат метана должно быть равно $6,47 + 0,017 + 0,033 = 6,52 \text{ кг}$. Это значение можно найти и другим способом:

$$wSc_n \theta = 0,16 \cdot 1,311 \cdot 0,02 \cdot 1800 = 6,52 \text{ кг}.$$

Из материального баланса следует, что средний расход газа на выходе из адсорбера составит: $542 - (6,47 + 0,017) 2 = 529 \text{ кг/ч}$.

Пример 28. В процессе адсорбции, рассмотренном в примерах 26 и 27, регенерацию сорбента предполагается проводить при давлении 0,1 МПа и температуре 25 °С за счет рециркуляции части очищенного водорода. Определить расход водорода на регенерацию угля при продолжительности десорбции 1800 с, если максимальное содержание метана в сорбенте после регенерации должно составлять 0,00035 кг/кг угля. Считать, что при давлении 0,1 МПа применимо то же уравнение изотермы адсорбции.

Эквивалентная толщина насыщенного сорбента. После завершения стадии адсорбции концентрация в сорбенте обычно распределена неравномерно. Так, для рассматриваемого процесса (см. рис. 3.26) лишь слой угля толщиной около 1 м насыщен метаном; в остальной части слоя концентрация метана меньше предельной. Существующие же решения для расчета процессов адсорбции, в частности уравнения (3.125) и (3.128) для линейной изотермы адсорбции, справедливы при однородном начальном заполнении сорбента. Для приближенного использования уравнений (3.128) будем рассчитывать процесс регенерации, приняв, что все поглощенное на стадии адсорбции вещество равномерно распределено в слое толщиной H_s при концентрации насыщения. Величину H_s можно рассчитать на основе материального баланса по уравнению

$$H_s = \int_0^H \left[\frac{X_{t=0}}{X^*(c_n)} \right] dz \approx w c_n \theta / [\rho_{нас} X^*(c_n)]$$

Как и для адсорбции, проведем сравнительный расчет десорбции в аппаратах диаметром 1,2; 1,6 и 2,4 м. Эквивалентная высота слоя сорбента определяется площадью под безразмерным конечным профилем концентрации в сорбенте. Для абсорбера диаметром 1,2 м эта площадь, найденная в примере 27, равна 1,82 м. Для $D=1,6$ м эквивалентная толщина слоя составит

$$H_s = \frac{w c_n \theta}{\rho_{\text{нас}} X^* (c_n)} = \frac{0,09 \cdot 0,02 \cdot 1800}{450 \cdot 0,007} = 1,03 \text{ м.}$$

Таким же образом для $D=2,4$ м найдем $H_s=0,457$ м.

Используемый при решении данной задачи приближенный метод допускает, что перед началом десорбции часть слоя высотой H_s имеет начальную концентрацию метана $X_n = X^*(c_n) = 0,007$ кг/кг угля, а остальная часть слоя не содержит метана. Определим требуемую для десорбции скорость газа, при которой максимальная концентрация в сорбенте в месте выхода газа через 1800 с составит 0,00035 кг/кг угля, т. е. $0,05 X_n$.

Скорость газа при десорбции. Из уравнения (3.128) следует: для того чтобы найти скорость газа, при которой в конце десорбции ($\tau=1800$ с) максимальная (т. е. при $z=H_s$) концентрация в сорбенте составит $0,05 X_n$, надо подобрать значение w , которому соответствуют такие n_{oy} и T , что $J(n_{oy}T, n_{oy})$ равно 0,05. Проще всего это сделать графически. Сначала найдем зависимость n_{oy} от значений $1/T$, для которых $J(n_{oy}T, n_{oy})=0,05$. Для этого зададимся рядом значений $n_{oy}T$ и путем линейной интерполяции найдем в табл. 3.3 значения $1/T$, при которых $J(n_{oy}T, n_{oy})=0,05$. Зная их, определим значения T и n_{oy} . Результаты расчетов приведены ниже:

$n_{oy}T$	$1/T$	T	n_{oy}	$n_{oy}T$	$1/T$	T	n_{oy}
80	0,7373	1,356	59,0	40	0,6444	1,552	25,8
60	0,7097	1,409	42,6	30	0,6040	1,655	18,1
50	0,6833	1,463	34,2				

Построив зависимость n_{oy} от значений $1/T$, при которых максимальная концентрация в сорбенте после завершения десорбции равна $0,05 X_n$ (рис. 3.27), найдем действительную зависимость между параметром T и общим числом единиц переноса. Пусть $D=1,2$ м, $1/T=0,75$, $T=1,333$. Тогда из определения параметра T для десорбции следует:

$$w = \frac{H_s \{T \rho_{\text{нас}} X_n + \epsilon c^* (X_n)\}}{\tau c^* (X_n)} = \frac{1,82 (1,333 \cdot 450 \cdot 0,007 + 0,4 \cdot 0,02)}{1800 \cdot 0,02} = 0,213 \text{ м/с.}$$

Найдем коэффициент массопередачи при этой скорости газа. Десорбция проводится при давлении, в 10 раз меньшем давления адсорбции. Поэтому плотность газа при десорбции можно считать в десять раз меньшей, а коэффициент диффузии — в десять раз большим, чем при адсорбции. Следовательно, имеем: $\rho_y = 0,08263$ кг/м³, $D_y = 0,735$ см²/с. Расчет внутреннего коэффициента массоотдачи по уравнениям (3.119) и (3.114) дает: $\beta_x = \beta_n = 0,749$ см/с. Определив из уравнений (3.118) и (3.120) внешний коэффициент массоотдачи ($\beta_y = 7,73$ см/с) и поправку для учета продольного перемешивания ($\beta_{\text{прод}} = 2,98$ см/с), найдем коэффициент массопередачи при скорости газа 0,213 м/с: $K'_y = 0,556$ см/с. Следовательно, при $1/T=0,75$ общее число единиц переноса для всего слоя равно:

$$n_{oy} = K'_y a H_s / w = 0,556 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} \cdot 1,82 / 21,3 = 57$$

Ниже приведены результаты расчетов n_{oy} при других значениях $1/T$ и D :

D , м	H_s , м	n_{oy} при $1/T$, равном			
		0,6	0,65	0,7	0,75
1,2	1,82	—	51,3	53,6	57,0
1,6	1,02	—	42,9	44,4	46,7
2,4	0,457	27,4	28,2	29,0	—

Наносим зависимость n_{oy} от $1/T$ для каждого диаметра аппарата на график, приведенный на рис. 3.27. Точки пересечения этих зависимостей с кривой, для которой $J(n_{oy}T, n_{oy})=0,05$, определяют значения T и соответствующие им скорости:

D , м	$1/T$	T	w , см/с
1,2	0,73	1,37	21,9
1,6	0,713	1,40	12,64
2,4	0,656	1,52	6,09

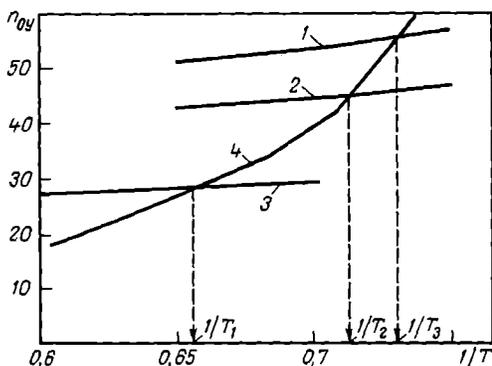


Рис. 3.27 Расчет скорости газа для процесса десорбции (к примеру 28):

1—3 — зависимость v_{0y} от $1/T$ (1— $D=1,2$ м; 2— $D=1,6$ м; 3— $D=2,4$ м); 4 — $X/X_u=0,05$

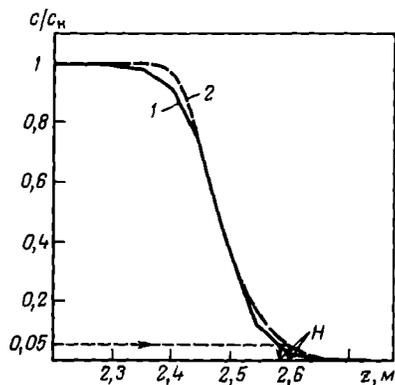


Рис. 3.28. Профили концентрации в газе (к примерам 29, 30):

1 — по уравнению (3.133); 2 — по уравнению (3.144)

Расход водорода на десорбцию. Массовый расход газа после адсорбции в среднем равен 529 кг/ч (пример 27). Так как плотность газа на стадии десорбции в 10 раз меньше, то при одной и той же скорости газа массовый расход будет в 10 раз меньше. Следовательно, расход водорода на десорбцию для аппарата диаметром 1,2 м составит: $529 \cdot 0,1 \cdot 21,9/16 = 72,4$ кг/ч (где 21,9 и 16 см/с — скорости газа на стадиях десорбции и адсорбции). В аппаратах диаметром 1,6 и 2,4 м для десорбции потребуется соответственно 74,3 и 80,5 кг/ч водорода. Таким образом, расчет стадии десорбции подтверждает преимущество использования аппарата диаметром 1,2 м (ввиду большего коэффициента массопередачи).

В примерах 26—28 рассчитана адсорбционная установка, состоящая из двух адсорберов и работающая при длительности стадий адсорбции и десорбции 0,5 ч. Расчет следует повторить при другой продолжительности циклов адсорбции и десорбции и выбрать оптимальный вариант.

Постоянный фактор разделения. Фактором разделения r для адсорбции называют [8] отношение

$$r = \frac{(c/c_u) [1 - X/X^*(c_u)]}{(1 - c/c_u) X/X^*(c_u)} \quad (3.129)$$

Для многих адсорбционных систем равновесные зависимости между составами фаз можно представить в виде

$$\frac{X}{X^*(c_u)} = \frac{c/c_u}{c/c_u + r(1 - c/c_u)} \quad (3.130)$$

К таким системам относятся, в частности, системы, в которых равновесие описывается уравнением изотермы Лэнгмюра:

$$X = bc / (1 + bc) \quad (3.131)$$

Для этих систем фактор разделения равен:

$$r = 1 / (1 + bc_u) \quad (3.132)$$

При $r = \text{const}$ зависимость концентраций от длины в слое сорбента и от времени выражается для адсорбции следующими уравнениями [7, 8]

$$\frac{c}{c_u} = \frac{J(n_{0y}r, n_{0y}T)}{J(n_{0y}r, n_{0y}T) + \varphi [1 - J(n_{0y}, n_{0y}Tr)]} \quad (3.133)$$

$$\frac{X}{X^*(c_n)} = \frac{1 - J(n_{0y}T, n_{0y}r)}{J(n_{0y}r, n_{0y}T) + \varphi [1 - J(n_{0y}, n_{0y}Tr)]},$$

где $\varphi = \exp [n_{0y} (1 - r) (1 - T)]$.

В этих уравнениях параметр T определяется так же, как в уравнении (3.125), а в число единиц переноса n_{0y} вместо коэффициента массопередачи нужно подставить так называемый кинетический коэффициент K , приближенно равный [28]:

$$\begin{aligned} K &= 2K'_y / (r + 1) \quad \text{при } 0,2 < r < 1; \\ K &= K'_y / \sqrt{r} \quad \text{при } r \geq 1. \end{aligned} \quad (3.134)$$

Для десорбции уравнения (3.129) — (3.133) имеют следующий вид:

$$r = \frac{[1 - c/c^*(X_n)] X/X_n}{(1 - X/X_n) c/c^*(X_n)}; \quad (3.135)$$

$$\frac{X}{X_n} = \frac{rc/c^*(X_n)}{1 + (r-1) c/c^*(X_n)}; \quad (3.136)$$

$$r = 1 + bc^*(X_n); \quad (3.137)$$

$$\begin{aligned} \frac{c}{c^*(X_n)} &= \frac{1 - J(n_{0y}r, n_{0y}T)}{1 - J(n_{0y}r, n_{0y}T) + \varphi J(n_{0y}, n_{0y}Tr)}; \\ \frac{X}{X_n} &= \frac{J(n_{0y}T, n_{0y}r)}{1 - J(n_{0y}r, n_{0y}T) + \varphi J(n_{0y}, n_{0y}Tr)} \end{aligned} \quad (3.138)$$

Пример 29. Определить толщину слоя сорбента для очистки водорода от метана адсорбцией при давлении 1 МПа и температуре 25 °С, если начальная концентрация метана $y_n = 0,0309$ мол. доли (0,2 кг/м³ при условиях в адсорбере). Фиктивную скорость газа принять равной 9 см/с, продолжительность адсорбции 1800 с, концентрацию проскока 0,05 y_n . Свойства активированного угля и уравнение изотермы адсорбции даны в примерах 23 и 24.

При концентрациях метана до 0,2 кг/м³ изотерма адсорбции сильно отличается от прямой линии (см. рис. 3.23), поэтому уравнения для линейной изотермы адсорбции неприменимы. Но равновесие в данном случае описывается изотермой Лэнгмюра и, следовательно, для расчета адсорбции можно использовать уравнение (3.133). Так как уравнение изотермы адсорбции имеет вид

$$X^* = 0,375c / (1 + 8c),$$

то равновесная концентрация в угле при начальной концентрации метана $c_n = 0,2$ кг/м³ составит $X^*(c_n) = 0,02885$ кг/кг угля (см. пример 24), а фактор разделения

$$r = 1 / (1 + bc_n) = 1 / (1 + 8 \cdot 0,2) = 0,3846.$$

Коэффициент массопередачи для данного сорбента при скорости газа 9 см/с рассчитан в примере 26 (незначительное увеличение плотности газа при большей концентрации метана малосущественно): $K'_y = 0,251$ см/с. Следовательно, в соответствии с уравнением (3.134), кинетический коэффициент K равен:

$$K = 2K'_y / (r + 1) = 2 \cdot 0,251 / (0,3846 + 1) = 0,362 \text{ см/с.}$$

Профиль концентрации в газе. Для расчета профиля концентраций в газе при $\tau = 1800$ с будем задаваться расстоянием от входа газа z и последовательно рассчитывать все параметры, входящие в уравнение (3.133). Из этого уравнения определим концентрацию метана в газе при заданном расстоянии z . Пусть, например, $z = 250$ см. Тогда

$$n_{0y} = \frac{Kaz}{\omega} = \frac{0,362 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} \cdot 250}{9} = 120,7;$$

$$T = \frac{\omega c_n (\tau - ez/\omega)}{\rho_{\text{нэс}} X^*(c_n) z} = \frac{9 \cdot 0,2 (1800 - 0,4 \cdot 250/9)}{450 \cdot 0,02885 \cdot 250} = 0,9921;$$

$$n_{0y}r = 120,7 \cdot 0,3846 = 46,42; \quad n_{0y}T = 120,7 \cdot 0,9921 = 119,7.$$

При таких больших значениях аргументов функцию $J(\alpha, \gamma) = J(46,42; 119,7)$ можно найти по уравнению (3.127):

$$J(\alpha, \gamma) = \frac{1}{2} [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})] = \frac{1}{2} [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{46,42} - \sqrt{119,7})] = \\ = \frac{1}{2} [1 - \operatorname{erf}(-4,128)] = \frac{1}{2} [1 + \operatorname{erf}(4,128)]$$

Поскольку величина $\operatorname{erf}(4,128)$ близка к единице [27], то и функция $J(n_{oy}r, n_{oy}T)$ также равна 1. Далее рассчитаем $n_{oy}Tr = 120,7 \cdot 0,9921 \cdot 0,3846 = 46,05$ и оценим по уравнению (3.127) функцию

$$J(n_{oy}, n_{oy}Tr) = \frac{1}{2} [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{120,7} - \sqrt{46,05})] \approx 0.$$

Ввиду близости этой функции к нулю уравнение (3.133) упрощается и принимает вид:

$$\frac{c}{c_n} = \frac{1}{1 + \exp[n_{oy}(1-r)(1-T)]} = \frac{1}{1 + \exp[120,7(1-0,3846)(1-0,9921)]} = 0,3577.$$

Результаты расчета безразмерного отношения c/c_n при других значениях z приведены ниже:

z , см	n_{oy}	T	c/c_n	z , см	n_{oy}	T	c/c_n
230	111,0	1,0789	0,9955	255	123,1	0,9726	0,1111
235	113,4	1,0558	0,9801	260	125,5	0,9537	0,0273
240	115,8	1,0337	0,9171	265	127,9	0,9356	0,0062
245	118,2	1,0125	0,7128	270	130,3	0,9182	0,0014
250	120,7	0,9921	0,3577				

Профиль концентрации в газе при $\tau = 1800$ с для рассматриваемого процесса показан на рис. 3.28, из которого видно, что необходимая высота слоя угля должна быть равна 2,57 м.

Постоянная скорость движения фронта. Широко распространен приближенный метод расчета, основанный на предположении постоянства скорости перемещения со временем всех точек профиля концентрации (фронта адсорбции или десорбции). Метод применим к адсорбции при выпуклой кривой равновесия и к десорбции при вогнутой равновесной кривой. В этом случае допущение о постоянной скорости движения фронта соблюдается достаточно точно. При адсорбции скорость фронта u в случае нулевой начальной концентрации сорбента определяется по уравнению

$$u = \frac{\omega c_n}{\epsilon c_n + \rho_{нас} X^*(c_n)}. \quad (3.139)$$

Для десорбции (при нулевой начальной концентрации десорбирующей среды) справедлива зависимость

$$u = \frac{\omega c^*(X_n)}{\epsilon c^*(X_n) + \rho_{нас} X_n}. \quad (3.140)$$

При постоянной скорости фронта безразмерные профили концентраций для внешней среды и сорбента должны совпадать, т. е. должны соблюдаться условия:

$$c/c_n = X/X^*(c_n) \quad (\text{при адсорбции}); \\ c/c^*(X_n) = X/X_n \quad (\text{при десорбции}). \quad (3.141)$$

Известен ряд способов применения данного метода расчета. Один из них [7] заключается в следующем. Принимают, что при данном времени τ координату середины фронта $z_{1/2}$, в которой безразмерные концентрации фаз равны 0,5, можно найти из уравнения

$$z_{1/2} = u\tau. \quad (3.142)$$

Для других значений z концентрации находят с помощью дифференциального уравнения:

$$\left[\frac{\rho_{нас} X^*(c_n)}{c_n} \right] \frac{\partial c}{\partial \tau} = K'_d a [c - c^*(X_n)], \quad (3.143)$$

в котором $\tau' = \tau - z/u$. Это уравнение является следствием дифференциального уравнения материального баланса и уравнения (3.115) для скорости массопередачи. Оно написано применительно к адсорбции. Для десорбции необходимо заменить отношение $X^*(c_n)/c_n$ на $X_n/c^*(X_n)$. При использовании уравнения (3.143) в него подставляют уравнение изотермы адсорбции и проводят интегрирование по c в пределах от $0,5c_n$ до c и по τ' — в пределах от $\tau - z_{1/2}/u$ до $\tau - z/u$ при соблюдении условий (3.141). В случае, если равновесие описывается изотермой Лэнгмюра (3.131), интегрирование приводит к следующей зависимости:

$$\frac{1}{bc_n} \ln \frac{c/c_n}{1-c/c_n} + \ln \frac{2c}{c_n} = \frac{K'_{\text{нас}} c_n}{\rho_{\text{нас}} X^*(c_n) u} (z_{1/2} - z). \quad (3.144)$$

Если данный метод применяют для расчета выходных кривых при заданной высоте слоя H , то время $\tau_{1/2}$, когда безразмерные концентрации фаз равны 0,5, находят из уравнения

$$\tau_{1/2} = H/u. \quad (3.145)$$

Значения концентраций в другие моменты времени могут быть найдены интегрированием уравнения (3.143) по c в пределах от $0,5c_n$ до c и по τ' — в пределах от $(\tau_{1/2} - H/u)$ до $(\tau - H/u)$. Для изотерм Лэнгмюра результатом такого интегрирования является уравнение (3.144), в котором выражение $(z_{1/2} - z)$ заменено на $(\tau - \tau_{1/2})$.

Пример 30. Рассчитать для условий примера 29 высоту слоя сорбента, считая скорость движения фронта адсорбции постоянной.

Скорость фронта. Из уравнения (3.139) находим:

$$u = \frac{w c_n}{\rho c_n + \rho_{\text{нас}} X^*(c_n)} = \frac{9 \cdot 0,2}{0,4 \cdot 0,2 + 450 \cdot 0,02885} = 0,1378 \text{ см/с.}$$

Следовательно, $c/c_n = 0,5$ при $z = z_{1/2} = u\tau = 0,1378 \cdot 1800 = 248$ см.

Профиль концентраций в газе. Так как равновесие описывается изотермой Лэнгмюра [$1/(bc_n) = 1/(8 \cdot 0,2) = 0,625$], проводим расчет по уравнению (3.144). Пусть, например, $c/c_n = 0,3$. Тогда левая часть этого уравнения равна:

$$0,625 \ln \left(\frac{c/c_n}{1-c/c_n} \right) + \ln \left(\frac{2c}{c_n} \right) = 0,625 \ln \left(\frac{0,3}{1-0,3} \right) + \ln (2 \cdot 0,3) = -1,04.$$

Следовательно,

$$z = z_{1/2} - (-1,04) \frac{\rho_{\text{нас}} X^*(c_n)}{K'_{\text{нас}} c_n} = 248 - (-1,04) \frac{0,1378 \cdot 450 \cdot 0,02885}{0,251 \cdot 1200 \cdot 10^{-2} \cdot 0,2} = 251 \text{ см.}$$

Ниже приведены результаты расчета профиля концентраций в газе:

c/c_n	0,98	0,95	0,9	0,7	0,5	0,3	0,1	0,05	0,02
z , см	239	241	242	245	248	251	257	260	265

Полученный профиль концентрации показан на рис. 3.28 пунктиром.

Как видим, этот метод расчета дает $H = 2,6$ м, что очень близко к высоте слоя ($H = 2,57$ м), полученной в предыдущем примере. Профили концентраций, рассчитанные двумя методами, также практически совпадают. Вообще точность расчета, основанного на допущении постоянной скорости фронта, тем выше, чем более выпукла кривая равновесия (чем меньше фактор разделения для адсорбции), чем выше скорость массопереноса и чем больше высота слоя. Требуемая высота слоя для данного процесса лишь немного превышает минимальную высоту, рассчитанную в примере 16 (248 см).

Расчет толщины слоя сорбента и длительности стадий адсорбции и десорбции с помощью профилей концентрации и выходных кривых довольно трудоемок. Поэтому (а также ввиду отсутствия данных для определения внутреннего сопротивления) расчет установок с неподвижным слоем твердой фазы часто проводят по эмпирическим зависимостям, полученным для конкретных адсорбционных систем (см. гл. 8).

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. 754 с.
2. Справочник по растворимости. Т. 2. М.: Химия, 1963. 1960 с.
3. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
4. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 575 с.
5. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: Пер. с англ. Л.: Химия, 1982. 592 с.
6. Варгафтик В. Д. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972. 720 с.
7. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача: Пер. с англ. М.: Химия, 1982. 696 с.
8. Перри Д. Справочник инженера-химика. Т. 2: Пер. с англ. Л.: Химия, 1974. 448 с.
9. Whit F. R. Brit. Chem. Eng. 1959. V 4. N 3. P. 395—397.
10. Последние достижения в области жидкостной экстракции: Пер. с англ./Под ред. К. Хансона. М.: Химия, 1974. 448 с.
11. Coulson J. M., Richardson J. F., Sinnott R. K. Chem. Eng. Design. Pergamon Press. 1983. V. 6. 838 p.
12. Справочник химика. Т. 1—6. Л.: Химия, 1966.
13. Wilke C. R., Pin Chang.//AIChE J. 1955. V 1. N 2. P. 264—278.
14. Каган С. Э., Ковалев Ю. Н., Ильин В. И.//ЖПХ, 1967. Т. 40. № 11. С. 2478—2481.
15. Laddha G. S., Degaleesan T. E. Transport phenomena in liquid extraction. New Delhi, 1976. 487 p.
16. Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В. Равновесие между жидкостью и паром. Т. 1—2. М.: Наука, 1966.
17. Белоусов В. П., Марачевский А. Г., Панов М. Ю. Тепловые свойства растворов неэлектролитов. Л.: Химия, 1981. 264 с.
18. Тарелки колпачковые стальных колонных аппаратов: ОСТ 26-01-66—81.
19. Fair J. R.//Petrochem. Eng. 1961. V. 33 (Sept). P. 210—216.
20. Г. Корн, Т. Корн. Справочник по математике. М.: Наука, 1977. 831 с.
21. Hengstebeck R. J. Distillation: principles and design procedures, Reinhold, N-Y, 1961.
22. Холланд Ч. Д. Многокомпонентная ректификация: Пер. с англ. М.: Химия, 1969. 347 с.
23. Праусниц Д. и др. Машинный расчет парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей: Пер. с англ. М.: Химия, 1971. 248 с.
24. Hirata M., Ohe S., Vagahata K. Computer Aided Data Book of Vapor-liquid equilibria. Elsevier, 1975 (цит. по [1]).
25. Petrovich L., Thodos G.//Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 1968. V 7. N 3. P. 274—280.
26. Hsiung T. H., Todous G.//Int. J. Heat Mass Transfer 1977. V 20. N 3. P. 331—336.
27. Седал Б. И., Семендяев К. А. Пятизначные математические таблицы. М.: Физматгиз, 1962.
28. Basmadjan D.//Ind. Eng. Chem. Process Design and Development. 1980. V 19. N 1. P. 129—137

ГЛАВА 4

РАСЧЕТ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- c — теплоемкость, Дж/(кг·К);
- d — диаметр, м;
- D — расход греющего пара, кг/с;
- F — поверхность теплопередачи, м²;
- G — расход, кг/с;
- g — ускорение свободного падения, м/с²;
- H — высота, м;
- l — энтальпия жидкости и пара, кДж/кг;
- K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);
- P — давление, МПа;
- Q — тепловая нагрузка, кВт;
- q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²;
- r — теплота парообразования, кДж/кг;
- t, T — температура, град;
- ω, W — производительность по испаряемой воде, кг/с;

x — концентрация, % (масс.);
 α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 λ — теплопроводность, Вт/(м·К);
 μ — вязкость, Па·с;
 ρ — плотность, кг/м³;
 σ — поверхностное натяжение, Н/м;
 Re — критерий Рейнольдса;
 Nu — критерий Нуссельта;
 Pr — критерий Прандтля.

Индексы:

1, 2, 3 — первый, второй, третий корпус выпарной установки;
 в — вода;
 вп — вторичный пар;
 г — греющий пар;
 ж — жидкая фаза;
 к — конечный параметр;
 н — начальный параметр;
 ср — среднее значение;
 ст — стенка.

ВВЕДЕНИЕ

В химической и смежной с ней отраслях промышленности жидкие смеси, концентрирование которых осуществляется выпариванием, отличаются большим разнообразием как физических параметров (вязкость, плотность, температура кипения, величина критического теплового потока и др.), так и других характеристик (кристаллизующиеся, пенящиеся, нетермостойкие растворы и др.). Свойства смесей определяют основные требования к условиям проведения процесса (вакуум-выпаривание, прямо- и противоточные, одно- и многокорпусные выпарные установки), а также к конструкциям выпарных аппаратов.

Такое разнообразие требований вызывает определенные сложности при правильном выборе схемы выпарной установки, типа аппарата, числа ступеней в многокорпусной выпарной установке. В общем случае такой выбор является задачей оптимального поиска и выполняется технико-экономическим сравнением различных вариантов с использованием ЭВМ.

В приведенном ниже типовом примере расчета трехкорпусной установки, состоящей из выпарных аппаратов с естественной циркуляцией (с соосной камерой) и кипением раствора

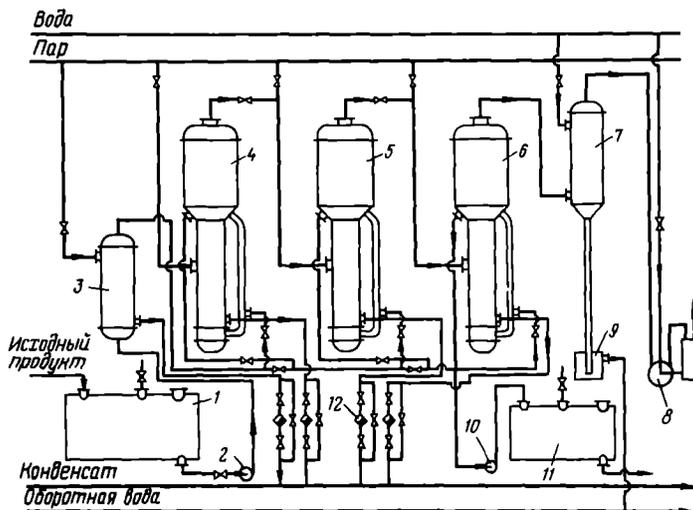


Рис. 4.1. Принципиальная схема трехкорпусной выпарной установки:

1 — емкость исходного раствора; 2, 10 — насосы; 3 — теплообменник-подогреватель; 4–6 — выпарные аппараты; 7 — барометрический конденсатор; 8 — вакуум-насос; 9 — гидрозатвор; 11 — емкость упаренного раствора; 12 — конденсатоотводчик

в трубах, даны также рекомендации по расчету выпарных аппаратов некоторых других типов: с принудительной циркуляцией, вынесенной зоной кипения, пленочных.

Принципиальная схема трехкорпусной выпарной установки показана на рис. 4.1. Исходный разбавленный раствор из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подается в теплообменник 3 (где подогревается до температуры, близкой к температуре кипения), а затем — в первый корпус 4 выпарной установки. Предварительный подогрев раствора повышает интенсивность кипения в выпарном аппарате 4.

Первый корпус обогревается свежим водяным паром. Вторичный пар, образующийся при концентрировании раствора в первом корпусе, направляется в качестве греющего во второй корпус 5. Сюда же поступает частично сконцентрированный раствор из 1-го корпуса. Аналогично третий корпус 6 обогревается вторичным паром второго и в нем производится концентрирование раствора, поступившего из второго корпуса.

Самопроизвольный переток раствора и вторичного пара в следующие корпуса возможен благодаря общему перепаду давлений, возникающему в результате создания вакуума конденсацией вторичного пара последнего корпуса в барометрическом конденсаторе смешения 7 (где заданное давление поддерживается подачей охлаждающей воды и отсосом неконденсирующихся газов вакуум-насосом 8). Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора при помощи барометрической трубы с гидрозатвором 9. Образующийся в третьем корпусе концентрированный раствор центробежным насосом 10 подается в промежуточную емкость упаренного раствора 11.

Конденсат греющих паров из выпарных аппаратов выводится с помощью конденсатоотводчиков 12.

Задание на проектирование. Спроектировать трехкорпусную выпарную установку для концентрирования $G_n = 40\,000$ кг/ч (11,12 кг/с) водного раствора КОН от начальной концентрации $x_n = 5\%$ до конечной $x_k = 40\%$ при следующих условиях:

- 1) обогрев производится насыщенным водяным паром давлением $P_{r1} = 1,079$ МПа;
- 2) давление в барометрическом конденсаторе $P_{\text{ск}} = 0,0147$ МПа;
- 3) выпарной аппарат — тип 1, исполнение 2 (см. Приложение 4.1);
- 4) взаимное направление пара и раствора — прямоток;
- 5) отбор экстрапара не производится;
- 6) раствор поступает в первый корпус подогретым до температуры кипения.

4.1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОВЕРХНОСТИ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Поверхность теплопередачи каждого корпуса выпарной установки определяют по основному уравнению теплопередачи:

$$F = Q / (K \Delta t_n). \quad (4.1)$$

Для определения тепловых нагрузок Q , коэффициентов теплопередачи K и полезных разностей температур Δt_n необходимо знать распределение упариваемой воды, концентраций растворов и их температур кипения по корпусам. Эти величины находят методом последовательных приближений.

Первое приближение

Производительность установки по выпариваемой воде определяют из уравнения материального баланса:

$$W = G_n (1 - x_n / x_k). \quad (4.2)$$

Подставив, получим:

$$W = 11,12 (1 - 5/40) = 9,72 \text{ кг/с.}$$

4.1.1. Концентрации упариваемого раствора

Распределение концентраций раствора по корпусам установки зависит от соотношения нагрузок по выпариваемой воде в каждом аппарате. В первом приближении на основании практических данных принимают, что производительность по выпариваемой воде распределяется между корпусами в соответствии с соотношением

$$\omega_1 : \omega_2 : \omega_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2.$$

Тогда

$$\omega_1 = 1,0W / (1,0 + 1,1 + 1,2) = 1,0W / 3,3 = 2,95 \text{ кг/с},$$

$$\omega_2 = 1,1W / 3,3 = 3,24 \text{ кг/с};$$

$$\omega_3 = 1,2W / 3,3 = 3,53 \text{ кг/с}.$$

Далее рассчитывают концентрации растворов в корпусах:

$$x_1 = G_n x_n / (G_n - \omega_1) = 11,12 \cdot 0,05 / (11,12 - 2,95) = 0,068, \text{ или } 6,8 \%;$$

$$x_2 = G_n x_n / (G_n - \omega_1 - \omega_2) = 11,12 \cdot 0,05 / (11,12 - 2,95 - 3,24) = 0,113, \text{ или } 11,3 \%;$$

$$x_3 = G_n x_n / (G_n - \omega_1 - \omega_2 - \omega_3) = 11,12 \cdot 0,05 / (11,12 - 2,95 - 3,24 - 3,53) = 0,4, \text{ или } 40 \%.$$

Концентрация раствора в последнем корпусе x_3 соответствует заданной концентрации упаренного раствора x_k .

4.1.2. Температуры кипения растворов

Общий перепад давлений в установке равен:

$$\Delta P_{об} = P_{r1} - P_{бк} = 1,079 - 0,0147 = 1,064 \text{ МПа}.$$

В первом приближении общий перепад давлений распределяют между корпусами поровну. Тогда давления греющих паров в корпусах (в МПа) равны:

$$P_{r1} = 1,079;$$

$$P_{r2} = P_{r1} - \Delta P_{об} / 3 = 1,079 - 1,064 / 3 = 0,7242;$$

$$P_{r3} = P_{r2} - \Delta P_{об} / 3 = 0,7242 - 1,064 / 3 = 0,3694.$$

Давление пара в барометрическом конденсаторе

$$P_{бк} = P_{r3} - \Delta P_{об} / 3 = 0,3694 - 1,064 / 3 = 0,0147 \text{ МПа},$$

что соответствует заданному значению $P_{бк}$.

По давлениям паров находим их температуры и энтальпии [1]

P , МПа	t , °С	l , кДж/кг
$P_{r1} = 1,079$	$t_{r1} = 183,2$	$l_1 = 2787$
$P_{r2} = 0,7242$	$t_{r2} = 166,3$	$l_2 = 2772$
$P_{r3} = 0,3694$	$t_{r3} = 140,6$	$l_3 = 2741$
$P_{бк} = 0,0147$	$t_{бк} = 53,6$	$l_{бк} = 2596$

При определении температуры кипения растворов в аппаратах исходят из следующих допущений. Распределение концентраций раствора в выпарном аппарате с интенсивной циркуляцией практически соответствует модели идеального перемешивания. Поэтому концентрацию кипящего раствора принимают равной конечной в данном корпусе и, следовательно, температуру кипения раствора определяют при конечной концентрации.

Изменение температуры кипения по высоте кипяtilьных труб происходит вследствие изменения гидростатического давления столба жидкости. Температуру кипения раствора в корпусе принимают соответствующей температуре кипения в среднем слое жидкости. Таким образом, температура кипения раствора в корпусе отличается от температуры греющего пара в последующем корпусе на сумму температурных потерь $\sum \Delta$ от температурной (Δ'), гидростатической (Δ'') и гидродинамической (Δ''') депрессий ($\sum \Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$).

Гидродинамическая депрессия обусловлена потерей давления пара на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус. Обычно в расчетах принимают $\Delta''' = 1,0$ — $1,5$ град на корпус. Примем для каждого корпуса $\Delta''' = 1$ град. Тогда температуры вторичных паров в корпусах (в °С) равны:

$$t_{вп1} = t_{r2} + \Delta''' = 166,3 + 1,0 = 167,3;$$

$$t_{вн2} = t_{r2} + \Delta_2'' = 140,6 + 1,0 = 141,6;$$

$$t_{вн3} = t_{вк} + \Delta_3'' = 53,6 + 1,0 = 54,6.$$

Сумма гидродинамических депрессий

$$\sum \Delta''' = \Delta_1''' + \Delta_2''' + \Delta_3''' = 1 + 1 + 1 = 3^\circ\text{C}.$$

По температурам вторичных паров определим их давления. Они равны соответственно (в МПа): $P_{вн1} = 0,745$; $P_{вн2} = 0,378$; $P_{вн3} = 0,0154$.

Гидростатическая депрессия обусловлена разностью давлений в среднем слое кипящего раствора и на его поверхности. Давление в среднем слое кипящего раствора $P_{ср}$ каждого корпуса определяется по уравнению

$$P_{ср} = P_{вн} + \rho g H (1 - \epsilon) / 2, \quad (4.3)$$

где H — высота кипяtilьных труб в аппарате, м; ρ — плотность кипящего раствора, кг/м³; ϵ — паронаполнение (объемная доля пара в кипящем растворе), м³/м³.

Для выбора значения H необходимо ориентировочно оценить поверхность теплопередачи выпарного аппарата $F_{оп}$. При кипении водных растворов можно принять удельную тепловую нагрузку аппаратов с естественной циркуляцией $q = 20\,000$ — $50\,000$ Вт/м², аппаратов с принудительной циркуляцией $q = 40\,000$ — $80\,000$ Вт/м². Примем $q = 40\,000$ Вт/м². Тогда поверхность теплопередачи 1-го корпуса ориентировочно равна:

$$F_{оп} = \frac{Q}{q} = \frac{w_1 r_1}{q} = \frac{2,95 \cdot 2068 \cdot 10^3}{40\,000} = 152 \text{ м}^2,$$

где r_1 — теплота парообразования вторичного пара, Дж/кг.

По ГОСТ 11987—81 [2] (см. Приложение 4.2) трубчатые аппараты с естественной циркуляцией и вынесенной греющей камерой (тип 1, исполнение 2) состоят из кипяtilьных труб высотой 4 и 5 м при диаметре $d_n = 38$ мм и толщине стенки $\delta_{ст} = 2$ мм. Примем высоту кипяtilьных труб $H = 4$ м.

При пузырьковом (ядерном) режиме кипения паронаполнение составляет $\epsilon = 0,4$ — $0,6$. Примем $\epsilon = 0,5$. Плотность водных растворов, в том числе раствора КОН [3] (см. Приложение 4.3), при температуре 15°C и соответствующих концентрациях в корпусах равна:

$$\rho_1 = 1062 \text{ кг/м}^3, \quad \rho_2 = 1104 \text{ кг/м}^3, \quad \rho_3 = 1399 \text{ кг/м}^3.$$

При определении плотности растворов в корпусах пренебрегаем изменением ее с повышением температуры от 15°C до температуры кипения ввиду малого значения коэффициента объемного расширения и ориентировочно принятого значения ϵ .

Давления в среднем слое кипяtilьных труб корпусов (в Па) равны:

$$P_{1ср} = P_{вн1} + \rho_1 g H (1 - \epsilon) / 2 = 74,0 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1062 \cdot 9,8 (1 - 0,5) / 2 = 75,5 \cdot 10^4;$$

$$P_{2ср} = P_{вн2} + \rho_2 g H (1 - \epsilon) / 2 = 3,78 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1100 \cdot 9,8 (1 - 0,5) / 2 = 38,9 \cdot 10^4;$$

$$P_{3ср} = P_{вн3} + \rho_3 g H (1 - \epsilon) / 2 = 1,54 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1399 \cdot 9,8 (1 - 0,5) / 2 = 2,91 \cdot 10^4$$

Этим давлениям соответствуют следующие температуры кипения и теплоты испарения растворителя [1]

P , МПа	t , $^\circ\text{C}$	r , кДж/кг
$P_{1ср} = 0,755$	$t_{1ср} = 168,0$	$r_{вн1} = 2068$
$P_{2ср} = 0,389$	$t_{2ср} = 142,8$	$r_{вн2} = 2140$
$P_{3ср} = 0,0291$	$t_{3ср} = 69,3$	$r_{вн3} = 2340$

Определим гидростатическую депрессию по корпусам (в $^\circ\text{C}$):

$$\Delta_1'' = t_{1ср} - t_{вн1} = 168 - 167,3 = 0,7;$$

$$\Delta_2'' = t_{2cp} - t_{вп2} = 142,8 - 141,6 = 1,2;$$

$$\Delta_3' = t_{3cp} - t_{вп3} = 69,3 - 54,6 = 14,7$$

Сумма гидростатических депрессий

$$\sum \Delta'' = \Delta_1'' + \Delta_2'' + \Delta_3'' = 0,7 + 1,2 + 14,7 = 16,6 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температурную депрессию Δ' определим по уравнению

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} \Delta_{\text{атм}}' T^2 / r_{\text{вп}}, \quad (4.4)$$

где T — температура паров в среднем слое кипятыльных труб, К; $\Delta_{\text{атм}}'$ — температурная депрессия при атмосферном давлении [3] (см. Приложение 4.4).

Находим значение Δ' по корпусам (в $^\circ\text{C}$):

$$\Delta_1' = 1,62 \cdot 10^{-2} (168 + 273)^2 1,4 / 2068 = 2,07;$$

$$\Delta_2' = 1,62 \cdot 10^{-2} (142,8 + 273)^2 3,0 / 2140 = 3,94;$$

$$\Delta_3' = 1,62 \cdot 10^{-2} (69,3 + 273)^2 23,6 / 2340 = 18,13.$$

Сумма температурных депрессий

$$\sum \Delta' = \Delta_1' + \Delta_2' + \Delta_3' = 2,07 + 3,94 + 18,13 = 24,14 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температуры кипения растворов в корпусах равны (в $^\circ\text{C}$):

$$t_{к1} = t_{г2} + \Delta_1' + \Delta_1'' + \Delta_1''' = 166,3 + 2,07 + 0,7 + 1,0 = 170,07;$$

$$t_{к2} = t_{г3} + \Delta_2' + \Delta_2'' + \Delta_2''' = 140,6 + 3,94 + 1,2 + 1,0 = 146,74;$$

$$t_{к3} = t_{ок} + \Delta_3' + \Delta_3'' + \Delta_3''' = 53,6 + 18,13 + 14,7 + 1,0 = 87,43.$$

При расчете температуры кипения в пленочных выпарных аппаратах (тип 3, см. Приложение 4.1) гидростатическую депрессию Δ'' не учитывают. Температуру кипения в этих аппаратах находят как среднюю между температурами кипения растворов с начальной и конечной концентрациями при давлении в данном корпусе, полагая, что движение раствора в аппарате соответствует модели полного вытеснения.

В аппаратах с вынесенной зоной кипения как с принудительной, так и с естественной циркуляцией кипение раствора происходит в трубе вскипания, устанавливаемой над греющей камерой. Кипение в греющих трубках предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. В греющих трубках происходит перегрев жидкости по сравнению с температурой кипения на верхнем уровне раздела фаз. Поэтому температуру кипения раствора в этих аппаратах также определяют без учета гидростатических температурных потерь Δ'' . Перегрев раствора $\Delta t_{\text{пер}}$ может быть найден из внутреннего баланса тепла в каждом корпусе. Уравнение теплового баланса для j -го корпуса записывается в следующем виде:

$$G_{\text{п}} c_{\text{п}j} (t_{кj-1} - t_{кj}) + M c_{\text{н}j} \Delta t_{\text{пер}j} = \omega_j (t_{\text{вп}j} - c_{\text{в}} t_{кj}), \quad (4.5)$$

где M — производительность циркуляционного насоса (в кг/с), тип которого определяют по каталогу [4] для выпарного аппарата с поверхностью теплопередачи $F_{\text{оп}}$.

Для первого корпуса $t_{кj-1}$ — это температура раствора, поступающего в аппарат из теплообменника-подогревателя.

В аппаратах с принудительной циркуляцией циркуляционные насосы обеспечивают высокоразвитый турбулентный режим при скоростях раствора в трубках $v = 2,0 - 2,5$ м/с.

В аппаратах с естественной циркуляцией обычно достигаются скорости раствора $v = 0,6 - 0,8$ м/с. Для этих аппаратов масса циркулирующего раствора равна

$$M = v S \rho.$$

Здесь S — сечение потока в аппарате (м^2), рассчитываемое по формуле

$$S = F_{\text{оп}} d_{\text{вн}} / 4H,$$

где $d_{\text{вн}}$ — внутренний диаметр труб, м; H — принятая высота труб, м.

Таким образом, перегрев раствора в j -м аппарате $\Delta t_{перj}$ равен:

$$\Delta t_{перj} = \frac{\omega_j (I_{в.пj} - c_{в} t_{кj}) - G_{нj} c_{н} (t_{кj-1} - t_{кj})}{M c_{нj}} \quad (4.6)$$

Полезную разность температур в каждом корпусе можно рассчитать по уравнению

$$\Delta t_{пj} = t_{rj} - (t_{кj} + \Delta t_{перj}/2). \quad (4.7)$$

Анализ этого уравнения показывает, что величина $\Delta t_{перj}/2$ — не что иное как дополнительная температурная потеря. В связи с этим общую полезную разность температур выпарных установок с аппаратами с вынесенной зоной кипения нужно определять по выражению

$$\sum \Delta t_n = t_{r1} - t_{ок} - \sum \Delta' - \sum \Delta'' - \sum (\Delta t_{перj}/2).$$

4.1.3. Полезная разность температур

Общая полезная разность температур равна:

$$\sum \Delta t_n = \Delta t_{n1} + \Delta t_{n2} + \Delta t_{n3}.$$

Полезные разности температур по корпусам (в °С) равны:

$$\Delta t_{n1} = t_{r1} - t_{к1} = 183,2 - 170,07 = 13,13;$$

$$\Delta t_{n2} = t_{r2} - t_{к2} = 166,3 - 146,74 = 19,56;$$

$$\Delta t_{n3} = t_{r3} - t_{к3} = 140,6 - 87,43 = 53,17.$$

Тогда общая полезная разность температур

$$\sum \Delta t_n = 13,13 + 19,56 + 53,17 = 85,86 \text{ °С}.$$

Проверим общую полезную разность температур:

$$\sum \Delta t_n = t_{r1} - t_{ок} - (\sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta''') = 183,2 - 53,6 - (24,14 + 16,6 + 3,0) = 85,86 \text{ °С}.$$

4.1.4. Определение тепловых нагрузок

Расход греющего пара в 1-й корпус, производительность каждого корпуса по выпаренной воде и тепловые нагрузки по корпусам определим путем совместного решения уравнений тепловых балансов по корпусам и уравнения баланса по воде для всей установки:

$$Q_1 = D(I_{r1} - i_1) = 1,03 [G_{н} c_{н} (t_{к1} - t_{н}) + \omega_1 (I_{вп1} - c_{в} t_{к1}) + Q_{конц1}]; \quad (4.8)$$

$$Q_2 = \omega_1 (I_{r2} - i_2) = 1,03 [(G_{н} - \omega_1) c_1 (t_{к2} - t_{к1}) + \omega_2 (I_{вп2} - c_{в} t_{к2}) + Q_{2конц}]; \quad (4.9)$$

$$Q_3 = \omega_2 (I_{r3} - i_3) = 1,03 [(G_{н} - \omega_1 - \omega_2) c_2 (t_{к3} - t_{к2}) + \omega_3 (I_{вп3} - c_{в} t_{к3}) + Q_{3конц}]; \quad (4.10)$$

$$W = \omega_1 + \omega_2 + \omega_3, \quad (4.11)$$

где 1,03 — коэффициент, учитывающий 3 % потерь тепла в окружающую среду; c_1, c_2, c_3 — теплоемкости растворов соответственно исходного в первом и во втором корпусах, кДж/(кг·К) [3]; $Q_{1конц}, Q_{2конц}, Q_{3конц}$ — теплоты концентрирования по корпусам, кВт; $t_{н}$ — температура кипения исходного раствора при давлении в 1-м корпусе; $t_{н} = t_{вп1} + \Delta'_н = 167,3 + 1,0 = 168,3 \text{ °С}$ (где $\Delta'_н$ — температурная депрессия для исходного раствора); при решении уравнений (4.8)–(4.11) можно принять

$$I_{вп1} \approx I_{r2}; \quad I_{вп2} \approx I_{r3}; \quad I_{вп3} \approx I_{ок}.$$

Анализ зависимостей теплоты концентрирования от концентрации и температуры [5] показал, что она наибольшая для третьего корпуса. Поэтому рассчитаем теплоту концентрирования для 3-го корпуса:

$$Q_{3конц} = G_{сух} \Delta q = G_{н} x_{н} \Delta q, \quad (4.12)$$

где $G_{\text{сух}}$ — производительность аппаратов по сухому КОН, кг/с; Δq — разность интегральных теплот растворения при концентрациях x_2 и x_3 , кДж/кг [3]. Тогда

$$Q_{3\text{ конц}} = 11,12 \cdot 0,05(963,7 - 838,0) = 69,9 \text{ кВт.}$$

Сравним $Q_{3\text{ конц}}$ с ориентировочной тепловой нагрузкой для 3-го корпуса $Q_{3\text{ ор}}$:

$$Q_{3\text{ ор}} = (G_n - w_1 - w_2) c_2 (t_{к3} - t_{к2}) + w_3 (I_{вп3} - c_a t_{к3}) = (11,12 - 2,95 - 3,24) 3,56 (87 - 146,74) + 3,53(2596 - 4,19 \cdot 87,43) = 6816 \text{ кВт.}$$

Поскольку $Q_{3\text{ конц}}$ составляет значительно меньше 3 % от $Q_{3\text{ ор}}$, в уравнениях тепловых балансов по корпусам пренебрегаем величиной $Q_{3\text{ конц}}$.

Получим систему уравнений:

$$Q_1 = D(2787 - 778,1) = 1,03[11,12 \cdot 3,9(170,7 - 168,3) + w_1(2772 - 4,19 \cdot 170,07)];$$

$$Q_2 = w_1(2772 - 704) = 1,03[(11,12 - w_1)3,77(146,74 - 170,7) + w_2(2741 - 4,19 \cdot 146,74)];$$

$$Q_3 = w_2(2741 - 593) = 1,03[(11,12 - w_1 - w_2)3,56(87 - 146,74) + w_3(2596 - 4,19 \cdot 87,43)];$$

$$W = w_1 + w_2 + w_3 = 9,72.$$

Решение этой системы уравнений дает следующие результаты:

$$D = 3,464 \text{ кг/с; } w_1 = 3,04 \text{ кг/с; } w_2 = 3,21 \text{ кг/с;}$$

$$w_3 = 3,47 \text{ кг/с; } Q_1 = 6407 \text{ кВт; } Q_2 = 6099 \text{ кВт; } Q_3 = 6896 \text{ кВт.}$$

Результаты расчета сведены в таблицу:

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Производительность по испаряемой воде, w , кг/с	3,04	3,21	3,47
Концентрация растворов x , %	6,8	11,3	40,0
Давление греющих паров P_r , МПа	1,079	0,7242	0,3694
Температура греющих паров t_r , °С	183,2	166,3	140,6
Температурные потери $\sum \Delta$, град	3,77	6,14	33,83
Температура кипения раствора t_k , °С	170,07	146,74	87,43
Полезная разность температур Δt_n , град	13,13	19,56	53,17

Наибольшее отклонение вычисленных нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе от предварительно принятых ($w_1 = 2,95$ кг/с, $w_2 = 3,24$ кг/с, $w_3 = 3,53$ кг/с) не превышает 3 %, поэтому не будем пересчитывать концентрации и температуры кипения растворов по корпусам. Если же расхождение составит более 5 %, необходимо заново пересчитать концентрации, температурные депрессии и температуры кипения растворов, положив в основу расчета новое, полученное из решения балансовых уравнений, распределение нагрузок по испаряемой воде.

4.1.5. Выбор конструкционного материала

Выбираем конструкционный материал, стойкий в среде кипящего раствора КОН в интервале изменения концентраций от 5 до 40 % [6]. В этих условиях химически стойкой является сталь марки Х17. Скорость коррозии ее не менее 0,1 мм/год, коэффициент теплопроводности $\lambda_{ст} = 25,1$ Вт/(м·К).

4.1.6. Расчет коэффициентов теплопередачи

Коэффициент теплопередачи для первого корпуса определяют по уравнению аддитивности термических сопротивлений:

$$K_1 = \frac{1}{1/\alpha_1 + \sum \delta/\lambda + 1/\alpha_2} \quad (4.13)$$

Примем, что суммарное термическое сопротивление равно термическому сопротивлению стенки $\delta_{ст}/\lambda_{ст}$ и накипи δ_n/λ_n . Термическое сопротивление загрязнений со стороны пара не учитываем. Получим:

$$\sum \delta/\lambda = 0,002/25,1 + 0,0005/2 = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке α_1 равен [1]

$$\alpha_1 = 2,04^4 \sqrt{(r_1 \rho_{ж1}^2 \lambda_{ж1}^3) / (\mu_{ж1} H \Delta t_1)}, \quad (4.14)$$

где r_1 — теплота конденсации греющего пара, Дж/кг; $\rho_{ж1}$, $\lambda_{ж1}$, $\mu_{ж1}$ — соответственно плотность (кг/м³), теплопроводность Вт/(м·К), вязкость (Па·с) конденсата при средней температуре пленки $t_{пл} = t_{r1} - \Delta t_1/2$, где Δt_1 — разность температур конденсации пара и стенки, град.

Расчет α_1 ведут методом последовательных приближений. В первом приближении примем $\Delta t_1 = 2,0$ град. Тогда

$$\alpha_1 = 2,04^4 \sqrt{(2009 \cdot 10^3 \cdot 886^2 \cdot 0,684^3) / (0,09 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 2)} = 10\,500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо уравнение

$$q = \alpha_1 \Delta t_1 = \Delta t_{ст} / (\sum \delta/\lambda) = \alpha_2 \Delta t_2,$$

где q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²; $\Delta t_{ст}$ — перепад температур на стенке, град; Δt_2 — разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора, град.

Отсюда

$$\Delta t_{ст} = \alpha_1 \Delta t_1 \sum \delta/\lambda = 10\,500 \cdot 2 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 6,03 \text{ град}.$$

Тогда

$$\Delta t_2 = \Delta t_{н1} - \Delta t_{ст} - \Delta t = 13,13 - 6,03 - 2 = 5,1 \text{ град}.$$

Распределение температур в процессе теплопередачи от пара через стенку к кипящему раствору показано на рис. 4.2.

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору для пузырькового кипения в вертикальных кипятильных трубках при условии естественной циркуляции раствора [7] равен

$$\alpha_2 = A q^{0,6} = 780 q^{0,6} \frac{\lambda_1^{1,3} \rho_1^{0,5} \rho_{н1}^{0,06}}{\sigma_1^{0,5} r_b^{0,6} \rho_b^{0,66} c_1^{0,3} \mu_1^{0,3}}. \quad (4.15)$$

Подставив численные значения, получим:

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= 780 q^{0,6} \frac{0,61^{1,3} 1062^{0,5} 3,75^{0,06}}{0,058^{0,5} (2068 \cdot 10^3)^{0,6} 0,579^{0,66} 3771^{0,3} (0,1 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = \\ &= 18,76 (\alpha_1 \Delta t_1)^{0,6} = 18,76 (10\,500 \cdot 2)^{0,6} = 7355 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}). \end{aligned}$$

Физические свойства кипящих растворов КОН и их паров приведены ниже:

Параметр	Корпус			Литература
	1	2	3	
Теплопроводность раствора λ , Вт/(м·К)	0,61	0,62	0,69	[8]
Плотность раствора ρ , кг/м ³	1062	1104	1399	[3]
Теплоемкость раствора c , Дж/(кг·К)	3771	3561	2765	[3]
Вязкость раствора, μ , Па·с	0,1·10	0,29·10 ⁻¹	0,7·10 ⁻¹	[9]
Поверхностное натяжение σ , Н/м	0,058	0,066	0,099	[8, 9]
Теплота парообразования r_b , Дж/кг	2068·10 ³	2148·10 ³	2372·10 ³	[1]
Плотность пара ρ_n , кг/м ³	3,75	2,0	0,098	[1]

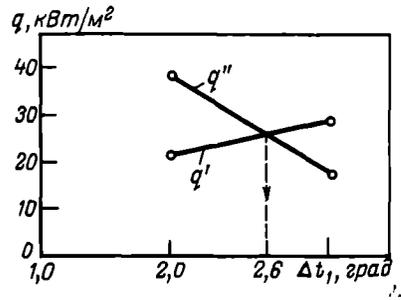
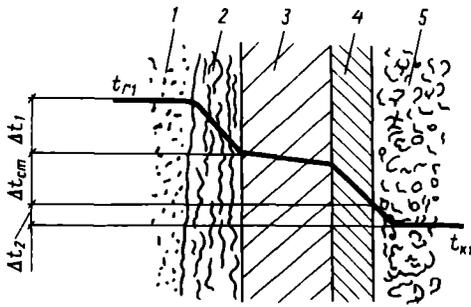


Рис. 4.2. Распределение температур в процессе теплопередачи от пара к кипящему раствору через многослойную стенку:

1 — пар; 2 — конденсат; 3 — стенка; 4 — накипь; 5 — кипящий раствор

Рис. 4.3. Зависимость удельной тепловой нагрузки q от разности температур Δt_1

Физические свойства некоторых других растворов приведены в Приложении 4.3. Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

$$q' = \alpha_1 \Delta t_1 = 10\,500 \cdot 2 = 21\,000 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q'' = \alpha_2 \Delta t_2 = 7355 \cdot 5,1 = 37\,510 \text{ Вт/м}^2$$

Как видим, $q' \neq q''$

Для второго приближения примем $\Delta t_1 = 3,0$ град.

Пренебрегая изменением физических свойств конденсата при изменении температуры на 1,0 град, рассчитаем α_1 по соотношению

$$\alpha_1 = 10\,500 \sqrt[4]{2/3} = 9500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Получим:

$$\Delta t_{ст} = 9500 \cdot 3 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 8,18 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 13,13 - 3 - 8,18 = 1,95 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 18,76 (9500 \cdot 3)^{0,6} = 8834 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$q' = 9500 \cdot 3 = 28\,500 \text{ Вт/м}^2; \quad q'' = 8834 \cdot 1,95 = 17\,220 \text{ Вт/м}^2$$

Очевидно, что $q' \neq q''$

Для расчета в третьем приближении строим графическую зависимость удельной тепловой нагрузки q от разности температур между паром и стенкой в первом корпусе (рис. 4.3) и определяем $\Delta t_1 = 2,6$ град. Получим:

$$\alpha_1 = 10\,500 \sqrt[4]{2,0/2,6} = 9833 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$\Delta t_{ст} = 9833 \cdot 2,6 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 7,34 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 13,13 - 2,6 - 7,34 = 3,19 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 18,76 (9833 \cdot 2,6)^{0,6} = 8276 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$q' = 9833 \cdot 2,6 = 25\,570 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q'' = 8276 \cdot 3,19 = 26\,400 \text{ Вт/м}^2$$

Как видим, $q' \approx q''$

Если расхождение между тепловыми нагрузками не превышает 3 %, расчет коэффициентов α_1 и α_2 на этом заканчивают. Находим K_1 :

$$K_1 = 1 / (1/9833 + 2,87 \cdot 10^{-4} + 1/8276) = 1963 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Далее рассчитаем коэффициент теплопередачи для второго корпуса K_2 . Для этого найдем:

$$\alpha_1 = 2,04 \sqrt[4]{\frac{2068 \cdot 10^3 \cdot 900^2 \cdot 0,68^3}{0,1 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 4,1}} = 8633 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}};$$

$$\Delta t_{\text{ст}} = 8633 \cdot 4,1 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 10,16 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 19,56 - 4,1 - 10,16 = 5,3 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 780 \frac{0,62^{1,3} \cdot 1104^{0,5} \cdot 2,0^{0,06} (8633 \cdot 4,1)^{0,6}}{0,066^{0,5} (2148 \cdot 10^3)^{0,6} 0,579^{0,66} 3561^{0,3} (0,29 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 12,77 (8633 \cdot 4,1)^{0,6} = 6848 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q' = 8633 \cdot 4,1 = 35\,395 \text{ Вт}/\text{м}^2; \quad q'' = 6848 \cdot 5,3 = 36\,294 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Как видим, $q' \approx q''$ Определим K_2 :

$$K_2 = \frac{1}{1/8633 + 2,87 \cdot 10^{-4} + 1/6848} = 1822 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Рассчитаем теперь коэффициент теплопередачи для третьего корпуса K_3 :

$$\alpha_1 = 2,04 \sqrt[4]{\frac{2148 \cdot 10^3 \cdot 923^2 \cdot 0,67^3}{0,24 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 16,0}} = 5722 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}};$$

$$\Delta t_{\text{ст}} = 5722 \cdot 16 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 26,3 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 53,17 - 16,0 - 26,3 = 10,87 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 780 \frac{0,69^{1,3} 1400^{0,5} 0,098^{0,06} (5722 \cdot 16)^{0,6}}{0,099^{0,5} (2372 \cdot 10^3)^{0,6} 0,579^{0,66} 2765^{0,3} (0,7 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 8,77 (5722 \cdot 16)^{0,6} = 8317 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q' = 5722 \cdot 16 = 91\,550 \text{ Вт}/\text{м}^2; \quad q'' = 8317 \cdot 10,87 = 90\,410 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Как видим, $q' = q''$ Найдем K_3 :

$$K_3 = \frac{1}{1/5722 + 2,87 \cdot 10^{-4} + 1/8317} = 1719 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

При кипении растворов в пленочных выпарных аппаратах коэффициент теплоотдачи рекомендуется [10] определять по уравнению

$$\alpha_2 = c \frac{\lambda}{\delta} (0,25 \text{ Re})^n \left(\frac{q\delta}{\lambda t_{\text{вн}}} \right)^m \quad (4.16)$$

Здесь λ — теплопроводность кипящего раствора, Вт/(м·К); δ — толщина пленки (в м), рассчитываемая по уравнению

$$\delta = \left(\frac{3}{4} \frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \text{ Re}^{1/3}, \quad (4.17)$$

где v — кинетическая вязкость раствора, м²/с; $\text{Re} = 4 \Gamma/\mu$ — критерий Re для пленки жидкости; $\Gamma = G_j/\Pi$ — линейная массовая плотность орошения, кг/(м·с); G_j — расход раствора, поступающего в j -й корпус, кг/с; $\Pi = \pi d_{\text{вн}} n = F_{\text{ср}}/H$ — смоченный периметр, м; μ — вязкость кипящего раствора, Па·с; q — тепловая нагрузка, которую в расчете принимают равной $\alpha_1 \Delta t_1$, Вт/м²

Значения коэффициентов и показателей степеней в уравнении (4.16):

$$\text{при } q < 20\,000 \text{ Вт}/\text{м}^2: \quad c = 163,1, \quad n = -0,264, \quad m = 0,685;$$

$$\text{при } q > 20\,000 \text{ Вт}/\text{м}^2: \quad c = 2,6, \quad n = 0,203, \quad m = 0,322.$$

В аппаратах с вынесенной зоной кипения, а также в аппаратах с принудительной циркуляцией обеспечиваются высокие скорости движения растворов в трубках греющей камеры и вследствие этого — устойчивый турбулентный режим течения. Принимая во внимание, что разность температур теплоносителей (греющего пара и кипящего раствора) в выпарном аппарате невелика, для вычисления коэффициентов теплоотдачи со стороны жидкости используют эмпирическое уравнение [7]:

$$Nu = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,4}. \quad (4.18)$$

Физические характеристики растворов, входящие в критерии подобия, находят при средней температуре потока, равной

$$t_{cp} = t_k + \Delta t_{пер}/2. \quad (4.19)$$

4.1.7. Распределение полезной разности температур

Полезные разности температур в корпусах установки находим из условия равенства их поверхностей теплопередачи:

$$\Delta t_{n_j} = \sum \Delta t_n \frac{Q_j/K_j}{\sum_{j=1} Q/K} \quad (4.20)$$

где Δt_{n_j} , Q_j , K_j — соответственно полезная разность температур, тепловая нагрузка, коэффициент теплопередачи для j -го корпуса.

Подставив численные значения, получим:

$$\begin{aligned} \Delta t_{n_1} &= 85,86 \frac{6407/1963}{6407/1963 + 6099/1822 + 6896/1719} = \\ &= 85,86 \frac{3,26}{3,26 + 3,35 + 4,01} = 85,86 \frac{3,26}{10,62} = 26,36 \text{ град}; \\ \Delta t_{n_2} &= 85,86 (3,35/10,62) = 27,09 \text{ град}; \\ \Delta t_{n_3} &= 85,86 (4,01/10,62) = 32,41 \text{ град}. \end{aligned}$$

Проверим общую полезную разность температур установки:

$$\sum \Delta t_n = \Delta t_{n_1} + \Delta t_{n_2} + \Delta t_{n_3} = 26,36 + 27,09 + 32,41 = 85,86 \text{ град}.$$

Теперь рассчитаем поверхность теплопередачи выпарных аппаратов по формуле (4.1):

$$\begin{aligned} F_1 &= (6407 \cdot 10^3) / (1963 \cdot 26,36) = 123,8 \text{ м}^2; \\ F_2 &= (6099 \cdot 10^3) / (1822 \cdot 27,09) = 123,8 \text{ м}^2; \\ F_3 &= (6896 \cdot 10^3) / (1719 \cdot 32,41) = 123,8 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

Найденные значения мало отличаются от ориентировочно определенной ранее поверхности $F_{ор}$. Поэтому в последующих приближениях нет необходимости вносить коррективы на изменение конструктивных размеров аппаратов (высоты, диаметра и числа труб). Сравнение распределенных из условий равенства поверхностей теплопередачи и предварительно рассчитанных значений полезных разностей температур Δt_n представлено ниже:

	Корпус		
	1	2	3
Распределенные в 1-м приближении значения Δt_n , град.	26,36	27,09	32,41
Предварительно рассчитанные значения Δt_n , град.	13,13	19,56	53,17

Второе приближение

Как видно, полезные разности температур, рассчитанные из условия равного перепада давления в корпусах и найденные в 1-м приближении из условия равенства поверхностей теплопередачи в корпусах, существенно различаются. Поэтому необходимо заново перераспределить температуры (давления) между корпусами установки. В основу этого перераспределения температур (давлений) должны быть положены полезные разности температур, найденные из условий равенства поверхностей теплопередачи аппаратов.

4.1.8. Уточненный расчет поверхности теплопередачи

В связи с тем, что существенное изменение давлений по сравнению с рассчитанным в первом приближении происходит только в 1-м и 2-м корпусах (где суммарные температурные потери незначительны), во втором приближении принимаем такие же значения Δ' , Δ'' и Δ''' для каждого корпуса, как в первом приближении. Полученные после перераспределения температур (давлений) параметры растворов и паров по корпусам представлены ниже:

Параметры	Корпус		
	1	2	3
Производительность по испаряемой воде w , кг/с	3,04	3,21	3,47
Концентрация растворов x , %	6,8	11,3	40
Температура греющего пара в 1-м корпусе t_{11} , °C	183,2	—	—
Полезная разность температур Δ_{n1} , град	26,36	27,09	32,41
Температура кипения раствора $t_k = t_r - \Delta_{n1}$, °C	156,84	125,98	87,43
Температура вторичного пара $t_{вн} = t_k - (\Delta' + \Delta'')$, °C	154,07	120,84	54,6
Давление вторичного пара $P_{вн}$, МПа	0,5297	0,2004	0,0154
Температура греющего пара $t_r = t_{вн} - \Delta'''$, °C	—	153,07	119,84

Рассчитаем тепловые нагрузки (в кВт):

$$Q_1 = 1,03 [11,12 \cdot 3,9(156,84 - 154,8) + 3,04(2762 - 4,19 \cdot 156,84)] = 6515;$$

$$Q_2 = 1,03 [8,08 \cdot 3,85(125,98 - 156,84) + 3,21(2712 - 4,19 \cdot 125,98)] = 6231;$$

$$Q_3 = 1,03 [4,87 \cdot 3,58(87,43 - 125,98) + 3,47(2596 - 4,19 \cdot 87,43)] = 7186.$$

Расчет коэффициентов теплопередачи, выполненный описанным выше методом, приводит к следующим результатам [в Вт/(м²·К)] $K_1 = 2022$; $K_2 = 1870$; $K_3 = 1673$.

Распределение полезной разности температур:

$$\begin{aligned} \Delta_{n1} &= 85,86 \frac{6515/2022}{6515/2022 + 6231/1870 + 7186/1673} = \\ &= 85,86 \frac{3,22}{3,22 + 3,34 + 4,16} = 85,86 \frac{3,22}{10,85} = 25,50 \text{ град}; \end{aligned}$$

$$\Delta_{n2} = 85,86(3,34/10,85) = 26,43 \text{ град};$$

$$\Delta_{n3} = 85,86(4,16/10,85) = 33,93.$$

Проверка суммарной полезной разности температур:

$$\sum \Delta t_n = 25,50 + 26,43 + 33,93 = 85,86 \text{ °C}.$$

Сравнение полезных разностей температур Δt_n , полученных во 2-м и 1-м приближениях, приведено ниже:

	Корпус		
	1	2	3
Δt_n во 2-м приближении, град	25,5	26,43	33,93
Δt_n в 1-м приближении, град	26,36	27,09	32,41

Различия между полезными разностями температур по корпусам в 1-м и 2-м приближениях не превышают 5 %. Если же разница превысит 5 %, необходимо выполнить следующее, 3-е приближение, взяв за основу расчета Δt_n из 2-го приближения, и т. д., до совпадения полезных разностей температур.

Поверхность теплопередачи выпарных аппаратов:

$$F_1 = 6\,515\,000 / (2022 \cdot 25,50) = 126,4 \text{ м}^2; \quad F_2 = 6\,231\,000 / (1870 \cdot 26,43) = 126,1 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = 7\,186\,000 / (1673 \cdot 33,93) = 126,6 \text{ м}^2$$

По ГОСТ 11987—81 [2] выбираем выпарной аппарат со следующими характеристиками (см. Приложение 4.2):

Номинальная поверхность теплообмена F_n	160 м ²
Диаметр труб d	38 × 2 мм
Высота труб H	4000 мм
Диаметр греющей камеры d_k	1200 мм
Диаметр сепаратора d_c	2400 мм
Диаметр циркуляционной трубы d_n	700 мм
Общая высота аппарата H_n	13 500 мм
Масса аппарата M_n	12 000 кг

4.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТОЛЩИНЫ ТЕПЛОВОЙ ИЗОЛЯЦИИ

Толщину тепловой изоляции δ_n находят из равенства удельных тепловых потоков через слой изоляции от поверхности изоляции в окружающую среду:

$$\alpha_n (t_{ct2} - t_n) = (\lambda_n / \delta_n) (t_{ct1} - t_{ct2}), \quad (4.21)$$

где $\alpha_n = 9,3 + 0,058 t_{ct2}$ — коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду, Вт/(м²·К) [7]; t_{ct2} — температура изоляции со стороны окружающей среды (воздуха); для аппаратов, работающих в закрытом помещении, t_{ct2} выбирают в интервале 35—45 °С, а для аппаратов, работающих на открытом воздухе в зимнее время — в интервале 0—10 °С; t_{ct1} — температура изоляции со стороны аппарата; ввиду незначительного термического сопротивления стенки аппарата по сравнению с термическим сопротивлением слоя изоляции t_{ct1} принимают равной температуре греющего пара t_{t1} ; t_n — температура окружающей среды (воздуха), °С; λ_n — коэффициент теплопроводности изоляционного материала, Вт/(м·К)

Рассчитаем толщину тепловой изоляции для 1-го корпуса:

$$\alpha_n = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,6 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

В качестве материала для тепловой изоляции выберем совелит (85 % магнезии + +15 % асбеста) [11], имеющий коэффициент теплопроводности $\lambda_n = 0,09$ Вт/(м·К). Тогда получим

$$\delta_n = \frac{0,09 (183,2 - 40,0)}{11,6 (40,0 - 20,0)} = 0,055 \text{ м}.$$

Принимаем толщину тепловой изоляции 0,055 м и для других корпусов.

4.3. РАСЧЕТ БАРОМЕТРИЧЕСКОГО КОНДЕНСАТОРА

Для создания вакуума в выпарных установках обычно применяют конденсаторы смешения с барометрической трубой. В качестве охлаждающего агента используют воду, которая подается в конденсатор чаще всего при температуре окружающей среды (около 20 °С). Смесь охлаждающей воды и конденсата выливается из конденсатора по барометрической трубе. Для поддержания постоянства вакуума в системе из конденсатора с помощью вакуум-насоса откачивают неконденсирующиеся газы.

Необходимо рассчитать расход охлаждающей воды, основные размеры (диаметр и высоту) барометрического конденсатора и барометрической трубы, производительность вакуум-насоса.

4.3.1. Расход охлаждающей воды

Расход охлаждающей воды $G_в$ определяют из теплового баланса конденсатора:

$$G_в = \frac{w_3 (I_{б.к} - c_в t_к)}{c_в (t_к - t_n)}, \quad (4.22)$$

где $I_{б.к}$ — энтальпия паров в барометрическом конденсаторе, Дж/кг; t_n — начальная температура охлаждающей воды, °С; $t_к$ — конечная температура смеси воды и конденсата, °С.

Разность температур между паром и жидкостью на выходе из конденсатора должна быть 3—5 град. Поэтому конечную температуру воды $t_к$ на выходе из конденсатора примем на 3 град ниже температуры конденсации паров:

$$t_к = t_{б.к} - 3,0 = 53,6 - 3,0 = 50,6 \text{ °С.}$$

Тогда

$$G_в = \frac{3,47 (2\,596\,000 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 50,6)}{4,19 \cdot 10^3 (50,6 - 20)} = 64,36 \text{ кг/с.}$$

4.3.2. Диаметр конденсатора

Диаметр барометрического конденсатора $d_{бк}$ определяют из уравнения расхода:

$$d_{бк} = \sqrt[4]{w_3 / (\rho v)}, \quad (4.23)$$

где ρ — плотность паров, кг/м³; v — скорость паров, м/с.

При остаточном давлении в конденсаторе порядка 10⁴ Па скорость паров $v = 15$ —25 м/с. Тогда

$$d_{бк} = \sqrt[4]{4 \cdot 3,47 / (0,098 \cdot 3,14 \cdot 20)} = 1,5 \text{ м.}$$

По нормальям НИИХИММАШа [12] подбираем конденсатор диаметром, равным расчетному или ближайшему большему. Определяем его основные размеры. Выбираем барометрический конденсатор диаметром $d_{бк} = 1600$ мм (см. Приложение 4.5)

4.3.3. Высота барометрической трубы

В соответствии с нормальями [12], внутренний диаметр барометрической трубы $d_{бт}$ равен 300 мм. Скорость воды в барометрической трубе

$$v = \frac{4 (G_в + w_3)}{\rho \pi d_{бт}^2} = \frac{4 (64,63 + 3,47)}{1000 \cdot 3,14 \cdot 0,3^2} = 0,966 \text{ м/с.}$$

Высота барометрической трубы

$$H_{бт} = \frac{B}{\rho_в g} + \left(1 + \sum \xi + \lambda \frac{H_{бт}}{d_{бт}} \right) \frac{v_в^2}{2g} + 0,5, \quad (4.24)$$

где V — вакуум в барометрическом конденсаторе, Па; $\sum \xi$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений; λ — коэффициент трения в барометрической трубе; 0,5 — запас высоты на возможное изменение барометрического давления, м.

$$V = P_{\text{атм}} - P_{\text{бк}} = 9,8 \cdot 10^4 - 1,47 \cdot 10^4 = 8,33 \cdot 10^4 \text{ Па};$$

$$\sum \xi = \xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{вых}} = 0,5 + 1,0 = 1,5,$$

где $\xi_{\text{вх}}$, $\xi_{\text{вых}}$ — коэффициенты местных сопротивлений на входе в трубу и на выходе из нее.

Коэффициент трения λ зависит от режима течения жидкости. Определим режим течения воды в барометрической трубе:

$$Re = v_{\text{в}} d_{\text{отр}} \rho_{\text{в}} / \mu_{\text{в}} = 0,966 \cdot 0,3 \cdot 1000 / (0,54 \cdot 10^{-3}) = 563 \text{ 000}.$$

Для гладких труб при $Re = 536 \text{ 000}$ коэффициент трения $\lambda = 0,013$ [1]

Подставив в (4.24) указанные значения, получим:

$$H_{\text{от}} = \frac{8,33 \cdot 10^4}{1000 \cdot 9,8} + \left(1 + 1,5 + 0,013 \frac{H_{\text{от}}}{0,3} \right) \frac{0,966^2}{2 \cdot 9,8} + 0,5.$$

Отсюда находим $H_{\text{от}} = 10,1$ м.

4.4. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ВАКУУМ-НАСОСА

Производительность вакуум-насоса $G_{\text{возд}}$ определяется количеством газа (воздуха), который необходимо удалять из барометрического конденсатора:

$$G_{\text{возд}} = 2,5 \cdot 10^{-5} (\omega_3 + G_{\text{в}}) + 0,01 w_3, \quad (4.25)$$

где $2,5 \cdot 10^{-5}$ — количество газа, выделяющегося из 1 кг воды; 0,01 — количество газа, подсосываемого в конденсатор через неплотности, на 1 кг паров. Тогда

$$G_{\text{возд}} = 2,5 \cdot 10^{-5} (3,47 + 64,63) + 0,01 \cdot 3,47 = 36,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}.$$

Объемная производительность вакуум-насоса равна:

$$V_{\text{возд}} = R(273 + t_{\text{возд}}) G_{\text{возд}} / (M_{\text{возд}} P_{\text{возд}}), \quad (4.26)$$

где R — универсальная газовая постоянная, Дж/(кмоль·К); $M_{\text{возд}}$ — молекулярная масса воздуха, кг/кмоль; $t_{\text{возд}}$ — температура воздуха, °С; $P_{\text{возд}}$ — парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе, Па.

Температуру воздуха рассчитывают по уравнению

$$t_{\text{возд}} = t_{\text{н}} + 4 + 0,1(t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) = 20 + 4 + 0,1(50,6 - 20) = 27 \text{ °С}.$$

Давление воздуха равно:

$$P_{\text{возд}} = P_{\text{бк}} - P_{\text{п}},$$

где $P_{\text{п}}$ — давление сухого насыщенного пара (Па) при $t_{\text{возд}} = 27 \text{ °С}$. Подставив, получим:

$$P_{\text{возд}} = 0,15 \cdot 9,8 \cdot 10^4 - 0,039 \cdot 9,8 \cdot 10^4 = 1,09 \cdot 10^4 \text{ Па}.$$

Тогда

$$V_{\text{возд}} = \frac{8310 (273 + 27) 36,4 \cdot 10^{-3}}{29 \cdot 1,09 \cdot 10^4} = 0,288 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 17,3 \frac{\text{м}^3}{\text{мин}}$$

Зная объемную производительность $V_{\text{возд}}$ и остаточное давление $P_{\text{бк}}$, по каталогу [13] подбираем вакуум-насос типа ВВН-25 мощностью на валу $N = 48$ кВт (см. Приложение 4.6).

В дальнейшем расчету и подбору по нормальям, каталогам и ГОСТам могут подлежать следующие аппараты и их параметры:

- 1) объем и размеры емкостей для исходного и упаренного растворов;
- 2) требуемый напор и марка насосов (см. гл. 1);
- 3) конструкция и поверхность теплообменника-подогревателя (см. гл. 2);
- 4) диаметры трубопроводов и штуцеров (см. гл. 1);

5) конденсатоотводчики (см. гл. 2);

6) циркуляционные насосы для выпарных аппаратов (см. гл. 1).

Более полно методы расчета, моделирования и оптимизации выпарных установок, включающих аппараты, указанные в Приложении 4.1, а также выпарные аппараты других конструкций и вспомогательное оборудование, изложены в специальной литературе [14—22]

4.5. РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОГО ЧИСЛА КОРПУСОВ МНОГОКОРПУСНОЙ УСТАНОВКИ

В качестве критерия оптимальности могут быть приняты различные технико-экономические показатели, например стоимость единицы выпускаемой продукции, приведенный доход, приведенные затраты и другие. В частности, экономически оптимальное число корпусов многокорпусной выпарной установки можно найти по минимуму приведенных затрат, которые определяют по формуле

$$\Pi = K/T_n + \text{Э}, \quad (4.27)$$

где K — капитальные затраты, тыс. руб.; Э — эксплуатационные затраты, тыс. руб./год; T_n — нормативный срок окупаемости, который можно принять равным 5 годам.

Капитальные затраты, зависящие от числа корпусов n , складываются из стоимости всех корпусов — $n\text{Ц}_k$, подогревателя исходного раствора — Ц_n , вакуум-насоса — $\text{Ц}_{вн}$, арматуры, трубопроводов, КИП и вспомогательного оборудования (например, конденсатоотводчиков) — $\text{Ц}_а$, а также затрат на доставку и монтаж оборудования, устройство площадки, фундамент, здание и пр. — $\text{Ц}_м$.

С увеличением n наиболее существенно возрастает стоимость самих корпусов Ц_k вследствие роста температурных потерь во всей установке и непропорционального уменьшения полезной разности температур, приходящейся на один корпус. Растут также затраты на арматуру, трубопроводы, КИП и вспомогательное оборудование, а также затраты на доставку и монтаж оборудования. Эти затраты принято определять в долях стоимости основного оборудования. Для многокорпусной выпарной установки их можно приближенно принять равными 60—80 % от стоимости корпусов: $\text{Ц}_а + \text{Ц}_м = = 0,7n\text{Ц}_k$.

Другие слагаемые капитальных затрат изменяются с ростом числа корпусов менее значительно и при минимизации приведенных затрат их можно не учитывать. (В частности, стоимости подогревателя и насоса увеличиваются, так как с увеличением n растут температура и давление в первом корпусе. Стоимости же барометрического конденсатора и вакуум-насоса уменьшаются, так как уменьшается количество вторичного пара в последнем корпусе. В установках с принудительной циркуляцией раствора в стоимость установок должна быть включена стоимость осевых циркуляционных насосов. Однако она составляет незначительную долю от стоимости самих корпусов, и ее также можно не учитывать.)

Таким образом, капитальные затраты, существенные для решения задачи выбора оптимального числа корпусов, определяются по уравнению

$$K = 1,7n\text{Ц}_k. \quad (4.28)$$

Эксплуатационные расходы Э включают годовые амортизационные отчисления и затраты на ремонт, определяемые в долях от капитальных затрат коэффициентами K_a и K_p , а также затраты на пар и электроэнергию:

$$\text{Э} = (K_a + K_p)K + [(D + D_n)\text{Ц}_D + (nN_{\text{ци}} + N_n + N_{\text{вн}})\text{Ц}_\tau] \tau \quad (4.29)$$

Для приближенных расчетов можно принять $K_a = 0,1 \text{ год}^{-1}$, $K_p = 0,05 \text{ год}$ — число часов работы в год непрерывно действующего оборудования τ равным 8000 ч/год. В уравнении (4.29) D и D_n — расходы (в т/ч) пара, подаваемого в первый корпус установки и в предварительный подогреватель; $N_{\text{ци}}$, N_n и $N_{\text{вн}}$ — расходы электроэнергии (кВт), затрачиваемой циркуляционными насосами (см. Приложение 4.7), насосом

подачи исходного раствора и вакуум-насосом; Π_D и Π_3 — стоимости 1 г пара и 1 кВт-ч электроэнергии (тыс. руб.).

Наибольшие затраты приходятся на греющий пар D , подаваемый в первый корпус установки и в подогреватель D_n , причем с увеличением n достигается существенная экономия лишь пара на выпаривание, а расход пара на подогрев исходного раствора до температуры кипения даже несколько возрастает за счет увеличения давления в первом корпусе.

Расходы на электроэнергию в установках с принудительной циркуляцией раствора в корпусах возрастают пропорционально числу корпусов: $nN_{п.п.}$. В установках с естественной циркуляцией они незначительны (только на подачу раствора в первый корпус и поддержание вакуума), мало зависят от числа корпусов и в расчетах приведенных затрат с целью оптимизации могут не учитываться.

Стоимость одного корпуса выпарной установки Π_k определяется как произведение цены единицы массы аппарата на его массу. Цена единицы массы выпарного аппарата в рублях за 1 т определяется в соответствии с Прейскурантом № 23-03, 1981 г. (см. Приложение 4.8). Масса аппаратов (см. Приложение 4.2) зависит от их номинальной поверхности теплопередачи; ее принимают ближайшей к большей, полученной в результате технологического расчета. Массу труб $M_{тр}$ в греющих камерах можно приближенно определить по уравнению

$$M_{тр} = \rho_{ст} \delta_{тр} F = 7850 \cdot 0,002 F = 15,7 F, \quad (4.30)$$

где F — номинальная поверхность теплопередачи (m^2); $\delta_{тр}$ — толщина стенок труб (м); $\rho_{ст}$ — плотность стали (kg/m^3).

Цены греющего пара Π_D и электроэнергии Π_3 различны в зависимости от их параметров и региона энергопотребления. (Для ориентировочных расчетов можно принять $\Pi_D = 4,5$ руб. за 1 т, $\Pi_3 = 1,5$ коп. за кВт-ч).

Результаты технико-экономических расчетов приведены ниже:

Параметры	Число корпусов n					
	3	4	5	6	7	8
F, m^2	125	200	200	200	200	250
$M \cdot 10^{-3}, kg$	8,24	12,6	12,6	12,6	12,6	16,93
$\Pi_k, руб/kg$	2,28	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
$\Pi_k \cdot 10^{-3}, руб.$	18,78	27,72	27,72	27,72	27,72	37,25
$0,35 \cdot 1,7n \Pi_k \cdot 10^{-3}, руб/год$	33,5	66,0	82,6	99,0	115,4	177,3
$3,6(D + D_n) \Pi_D \tau \cdot 10^{-3}, руб/год$	810	711	651	611	582	560
$\Pi \cdot 10^{-3}, руб/год$	843	777	737	710	697	737

Результаты расчетов показывают, что экономически оптимальной является установка из семи корпусов, причем экономия по сравнению с трехкорпусной установкой составляет 146 тыс. руб. или 17,4 %.

Ниже приведены результаты определения оптимального числа корпусов выпарной установки:

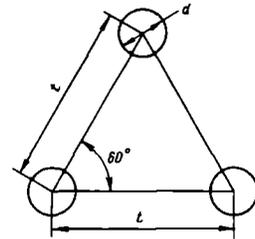
Параметры	Число корпусов n					
	3	4	6	7	8	
Минимальная полезная разность температур $\Delta t_{п1}$, град	25,3	16,8	11,8	8,6	6,5	5,0
Поверхность греющей камеры в каждом корпусе F, m^2	133	143	156	175	199	234
Расход пара на выпаривание $D, kg/c$	3,24	2,29	1,73	1,37	1,11	0,92
Температура вторичного пара в первом корпусе $t_{в1}, ^\circ C$	156,8	165,3	169,6	172,1	173,6	174,2
Расход пара D_n на подогрев раствора от $20^\circ C$ до $t_n = t_{к1}$, kg/c	3,01	3,20	3,29	3,35	3,38	3,39

Приложение 4.1. Типы выпарных трубчатых аппаратов (по ГОСТ 11987—81)

Тип	Наименование	Исполнение	Назначение
1	Выпарные трубчатые аппараты с естественной циркуляцией	1 — с соосной двухходовой греющей камерой	Упаривание растворов, не образующих осадка на греющих трубках, а также при незначительных накипеобразованиях на трубках, удаляемых промывкой
		2 — с вынесенной греющей камерой	Упаривание растворов, выделяющих незначительный осадок, удаляемый механическим способом
		3 — с соосной греющей камерой и солеотделением	Упаривание растворов, выделяющих кристаллы и образующих осадок, удаляемый промывкой
2	Выпарные трубчатые аппараты с принудительной циркуляцией	1 — с вынесенной греющей камерой	Упаривание вязких растворов или выделяющих осадок на греющих трубках, удаляемый механическим способом
		2 — с соосной греющей камерой	Упаривание вязких чистых растворов, не выделяющих осадок, а также при незначительных накипеобразованиях на трубках, удаляемых промывкой
3	Выпарные трубчатые аппараты пленочные	1 — с восходящей пленкой	Упаривание пенящихся растворов
		2 — со стекающей пленкой	Упаривание вязких и термонестойких растворов

Шаг и размещение трубок в греющих камерах должны соответствовать размерам, указанным ниже:

Диаметр трубки d , мм	38	57
Шаг разбивки l , мм	48	70



Приложение 4.2. Основные размеры выпарных аппаратов (по ГОСТ 11987—81)

F — номинальная поверхность теплообмена; D — диаметр греющей камеры; D_1 — диаметр сепаратора; D_2 — диаметр циркуляционной трубы; H — высота аппарата; H_1 — высота парового пространства; d — диаметр трубы; l — длина трубы; M — масса аппарата

Техническая характеристика выпарного аппарата с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой (тип 1, исполнение 1)

F , м ²		D , мм, не менее	D_1 , мм, не более	D_2 , мм, не более	H , мм, не более	M , кг, не более
$l=3000$ мм	$l=4000$ мм					
10	—	400	600	250	10 500	1 000
16	—	600	800	300	10 500	1 200
25	—	600	1000	400	11 000	2 200
40	—	800	1200	500	11 000	3 000
63	—	1000	1400	600	11 500	4 800
100	—	1000	1800	700	11 500	6 000
—	160	1200	2400	1200	12 500	8 600
—	250	1400	3000	1400	12 500	13 000
—	400	1800	3800	1800	12 500	21 000

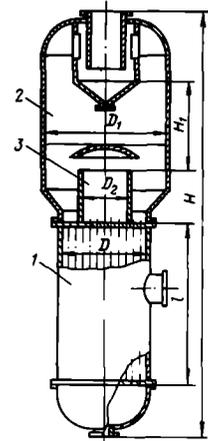


Схема аппарата (тип 1, исполнение 1):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — распределительная камера

Примечания. 1. Высота парового пространства H_1 — не более 2000 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,0 МПа. 3. Диаметр трубы $d=38 \times 2$ мм.

Техническая характеристика выпарного аппарата с естественной циркуляцией и вынесенной греющей камерой (тип 1, исполнение 2)

F, м ²		D, мм, не менее	D ₁ , мм, не более	D ₂ , мм, не более	H, мм, не более	M, кг, не более
l=4000 мм	l=5000 мм					
10	—	400	600	200	12 000	1 700
16	—	400	800	250	12 000	2 500
25	—	600	1000	300	12 500	3 000
40	—	600	1200	400	12 500	4 700
63	—	800	1600	500	13 000	7 500
100	112	1000	1800	600	13 000	8 500
125	140	1000	2200	700	13 500	11 500
160	180	1200	2400	700	13 500	12 000
200	224	1200	2800	800	14 500	14 800
250	280	1400	3200	900	14 500	15 000
315	355	1600	3600	1000	15 000	21 000
—	400	1600	3800	1000	15 000	26 500
—	450	1600	4000	1000	15 000	31 800
—	500	1600	4500	1200	16 500	33 000
—	560	1800	4500	1200	17 000	38 300
—	630	1800	5000	1200	17 000	40 000
—	710	2000	5000	1400	18 000	50 000
—	800	2000	5600	1400	18 000	55 000

Примечания. 1. Высота парового пространства H₁ — не более 2500 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,0 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,0 МПа. 3. Диаметр трубы d=38×2 мм.

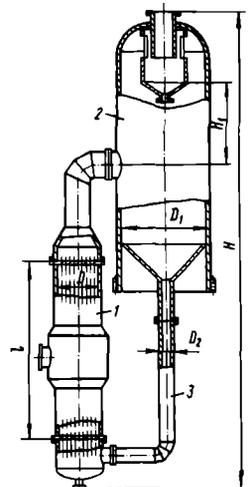


Схема аппарата (тип 1, исполнение 2):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба

Техническая характеристика выпарного аппарата с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и солеотделением (тип 1, исполнение 3)

F, м ²		D, мм, не менее	D ₁ , мм, не более	D ₂ , мм, не более	H, мм, не более	M, кг, не более
l=4000 мм	l=6000 мм					
10	—	400	600	200	14 500	1 900
16	—	400	800	250	14 500	2 500
25	—	600	1000	300	14 500	2 700
40	50	600	1200	400	15 500	3 000
63	80	800	1600	500	15 500	3 500
100	112	1000	1800	600	15 500	5 200
125	140	1000	2200	700	16 000	10 000
160	180	1200	2400	700	16 000	12 500
200	224	1200	2800	800	16 000	15 000
250	280	1400	3200	900	16 500	20 000
315	355	1600	3600	1000	17 500	23 000
—	400	1600	3800	1000	17 500	30 000
—	450	1600	4000	1000	18 000	31 500
—	500	1600	4500	1200	18 000	33 000
—	560	1600	4500	1200	18 000	40 000
—	630	1800	5000	1200	19 000	43 500
—	710	1800	5600	1400	19 000	48 500
—	800	2000	5600	1400	19 000	50 000

Примечания. 1. Высота парового пространства H₁ — не более 2500 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,6 МПа. 3. Диаметр трубы d=38×2 мм.

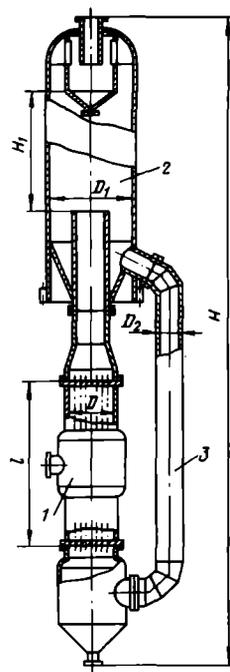


Схема аппарата (тип 1, исполнение 3):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба

Техническая характеристика выпарного аппарата с принудительной циркуляцией и вынесенной греющей камерой (тип 2, исполнение 1)

$F, \text{ м}^2$	$D, \text{ мм.}$ не менее	$D_1, \text{ мм.}$ не более	$D_2, \text{ мм.}$ не более	$H, \text{ мм.}$ не более	$M, \text{ кг.}$ не более
25	400	1200	200	19 000	6 000
40	600	1400	250	19 000	6 600
63	600	1900	400	19 000	8 300
100	800	2200	500	21 000	11 300
125	800	2600	500	21 000	13 000
160	1000	2800	600	21 000	15 500
200	1000	3000	600	23 500	19 000
250	1200	3400	700	23 500	26 500
315	1200	3800	800	23 500	29 800
400	1400	4000	900	25 000	32 000
500	1600	4500	1000	25 000	42 000
630	1800	5000	1000	25 000	55 000
800	2000	5600	1200	25 500	62 000
1000	2200	6300	1400	25 500	65 000

Примечания. 1. Высота парового пространства H_1 — не более 3000 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,0 МПа. 3. Диаметр трубы $d=38 \times 2$, длина $l=6000$ мм.

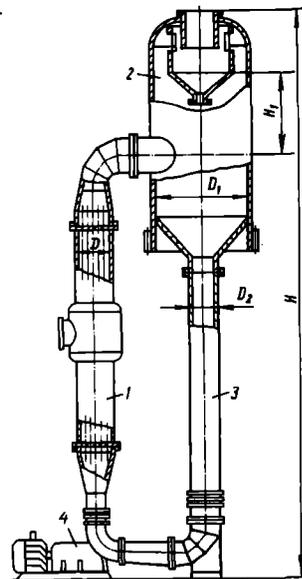


Схема аппарата (тип 2, исполнение 1):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — электронасосный агрегат

Техническая характеристика выпарного аппарата с принудительной циркуляцией и соосной греющей камерой (тип 2, исполнение 2)

$F, \text{ м}^2$	$D, \text{ мм.}$ не менее	$D_1, \text{ мм.}$ не более	$D_2, \text{ мм.}$ не более	$H, \text{ мм.}$ не более	$M, \text{ кг.}$ не более
25	400	1000	200	19 500	6 200
40	600	1200	250	19 500	7 000
63	600	1600	400	19 500	9 500
100	800	1800	500	21 500	14 500
125	800	2200	500	21 500	15 500
160	1000	2400	600	21 500	20 000
200	1000	2800	600	24 500	22 500
250	1200	3200	700	24 500	28 000
315	1200	3600	800	24 500	36 000
400	1400	3800	900	26 000	44 500
500	1600	4000	1000	26 000	55 500
630	1800	4500	1000	26 000	69 500
800	2000	5000	1200	26 500	87 500
1000	2200	5600	1400	26 500	112 000

Примечания. 1. Высота парового пространства H_1 — не более 3000 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,6 МПа. 3. Диаметр трубы $d=38 \times 2$ мм, длина $l=6000$ мм.

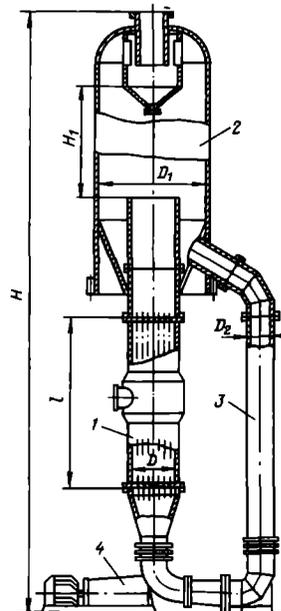


Схема аппарата (тип 2, исполнение 2):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — электронасосный агрегат

Техническая характеристика выпарного аппарата с восходящей пленкой (тип 3, исполнение 1)

$F, \text{ м}^2$		$D, \text{ мм.}$ не менее	$D_1, \text{ мм.}$ не более	$H, \text{ мм.}$ не более	$M, \text{ кг.}$ не более
при $d=38 \times 2$ мм	при $d=57 \times 2,5$ мм, $l=7000$ мм				
$l=5000$ мм	$l=7000$ мм	10	400	600	11 000
		16	400	800	11 000
		25	600	1 000	11 000
		40	600	1 200	11 000
		63	800	1 400	12 000
		100	800	1 800	12 000

$F, \text{ м}^2$		$D, \text{ мм,}$ не менее	$D_1, \text{ мм,}$ не более	$H, \text{ мм,}$ не более	$M, \text{ кг,}$ не более	
при $d=38 \times 2 \text{ мм}$						
$l=5000 \text{ мм}$	$l=7000 \text{ мм}$					
125	—	125	1000	2 200	12 000	9 000
160	—	160	1000	2 400	12 000	10 000
200	—	200	1200	2 800	12 500	11 500
224	—	224	1200	2 800	12 500	12 000
250	—	250	1200	3 000	12 500	13 000
280	—	280	1400	3 200	12 500	14 000
315	—	315	1400	3 400	13 000	15 000
355	—	355	1400	3 600	13 000	18 500
400	—	400	1600	3 800	13 000	20 000
450	—	450	1600	4 000	13 500	22 500
500	—	500	1800	4 500	13 500	24 000
560	—	560	1800	4 500	13 500	26 000
630	—	630	1800	5 000	14 000	29 000
710	—	710	2000	5 000	14 000	31 000
800	—	800	2200	5 600	14 500	37 800
—	—	900	2200	5 600	14 500	40 500
—	1000	—	2000	6 300	14 500	42 600
—	—	1120	2400	6 300	15 000	45 400
—	1250	—	2200	6 300	15 000	51 900
—	—	1400	2800	7 000	16 000	60 300
—	1600	—	2400	7 500	16 000	70 200
—	—	1800	3000	8 000	16 500	75 000
—	2000	—	2800	8 500	16 500	83 000
—	—	2240	3200	9 000	17 000	90 000
—	2500	—	3000	9 500	17 000	103 000
—	2800	—	3200	10 000	18 000	120 000
—	3150	—	3400	10 000	18 000	130 000

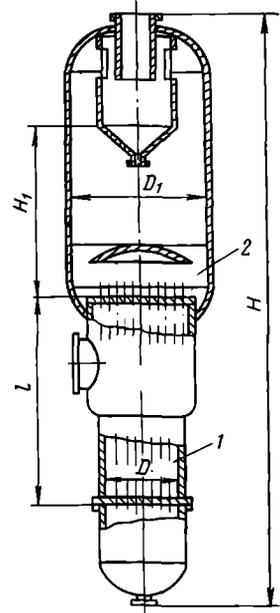


Схема аппарата (тип 3, исполнение 1):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор

Примечания. 1. Высота парового пространства H_1 — не более 2500 мм. 2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,6 МПа.

Техническая характеристика выпарного аппарата со стекающей пленкой (тип 3, исполнение 2)

$F, \text{ м}^2$		$D, \text{ мм,}$ не менее	$D_1, \text{ мм,}$ не более	$H, \text{ мм,}$ не более	$H_1, \text{ мм,}$ не более	$M, \text{ кг,}$ не более
$l=4000 \text{ мм}$	$l=6000 \text{ мм}$					
10	12,5	400	600	9 000	1500	1 500
16	20	400	800	9 000	1500	2 000
25	31,5	600	1000	9 500	1500	2 900
40	50	600	1200	9 500	1500	3 600
63	80	800	1600	10 500	1500	5 800
100	112	1000	1800	12 000	2000	8 800
125	140	1000	2200	12 000	2000	10 000
160	180	1200	2400	12 500	2000	13 000
200	224	1200	2800	12 500	2000	15 000
250	280	1400	3200	13 500	2000	20 000
315	355	1600	3600	15 000	2000	23 500
—	400	1600	3800	15 000	2000	30 500
—	450	1600	4000	16 000	2000	32 500
—	500	1600	4500	16 000	2000	35 500
—	560	1600	4500	16 000	2000	40 000
—	630	1800	5000	17 000	2000	45 500
—	710	1800	5000	17 000	2000	51 000
—	800	2000	5600	18 000	2000	58 500

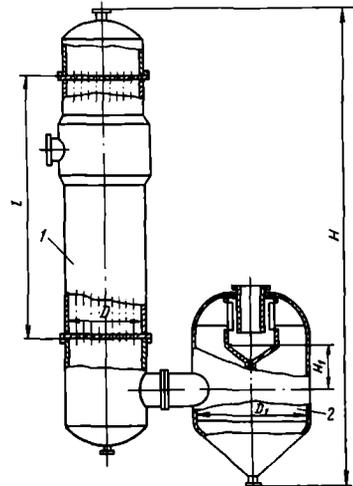


Схема аппарата (тип 3, исполнение 2):

1 — греющая камера; 2 — сепаратор

Примечания. 1. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — от 0,0054 до 1,0 МПа. 2. Диаметр трубы $d=38 \times 2 \text{ мм}$.

Приложение 4.3. Поверхностное натяжение σ (Н/м) и плотность ρ (кг/м³) некоторых водных растворов при различных концентрациях [в % (масс.)] и температурах

Раствор	Температура, °С	σ (при $t = \text{var}$) / ρ (при $t = \text{const} = 20$ °С)			
		5 %	10 %	20 %	50 %
NaOH	20/20	74,6 · 10 ⁻³ /1054	77,3 · 10 ⁻³ /1109	85,8 · 10 ⁻³ /1219	—/1525
NaCl	18/20	74,0 · 10 ⁻³ /1034	75,5 · 10 ⁻³ /1071	—/1148	—/—
Na ₂ SO ₄	18/20	73,8 · 10 ⁻³ /1044	75,2 · 10 ⁻³ /1092	—/1192	—/—
NaNO ₃	30/20	72,1 · 10 ⁻³ /1032	72,8 · 10 ⁻³ /1067	74,7 · 10 ⁻³ /1143	79,8 · 10 ⁻³ /—
KCl	18/20	73,6 · 10 ⁻³ /1030	74,8 · 10 ⁻³ /1063	77,3 · 10 ⁻³ /1133	—/—
K ₂ CO ₃	10/20	75,8 · 10 ⁻³ /1044	77,0 · 10 ⁻³ /1090	79,2 · 10 ⁻³ /1190	106,4 · 10 ⁻³ /1540
NH ₄ NO ₃	100/20	59,2 · 10 ⁻³ /1019	60,1 · 10 ⁻³ /1040	61,6 · 10 ⁻³ /1038	67,5 · 10 ⁻³ /1226
MgCl ₂	18/20	73,8 · 10 ⁻³ /1040	—/1082	—/1171	—/—
NH ₄ Cl	18/20	73,3 · 10 ⁻³ /1014	74,5 · 10 ⁻³ /1029	—/1057	—/—
KOH	—/20	—/1045	—/1092	—/1188	—/—
CaCl ₂	18/20	73,7 · 10 ⁻³ /1014	—/1084	—/1178	—/—

Приложение 4.4. Вязкость η (мПа · с) некоторых водных растворов при различных концентрациях [в % (масс.)] и температурах

Раствор	Концентрация, %	μ при температуре, °С				Раствор	Концентрация, %	μ при температуре, °С			
		20	30	40	50			20	30	40	50
NaOH	5	1,3	1,05	0,85	—	KCl	5	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	2,78	2,10	1,65	—		15	1,0	0,83	0,69	0,52
	25	7,42	5,25	3,86	—		20	1,02	0,85	0,72	0,54
NaCl	5	1,07	0,87	0,71	0,51	NH ₄ NO ₃	10	0,96	0,79	0,66	0,5
	15	1,34	1,07	0,89	0,64		30	1,0	0,84	0,73	0,53
	25	1,86	—	—	—		50	1,33	1,14	0,99	0,77
Na ₂ SO ₄ NaNO ₃	10	1,29	—	—	—	MgCl ₂	10	1,5	—	—	—
NaNO ₃	10	1,07	0,88	0,72	0,54		20	2,7	—	—	—
	20	1,18	1,03	0,86	0,62		35	10,1	—	—	—
	30	1,33	1,3	1,17	0,79	CaCl ₂	10	1,5	—	—	—
					20		2,7	—	—	—	
					35		10,1	—	—	—	

Приложение 4.5. Температурные депрессии водных растворов при атмосферном давлении

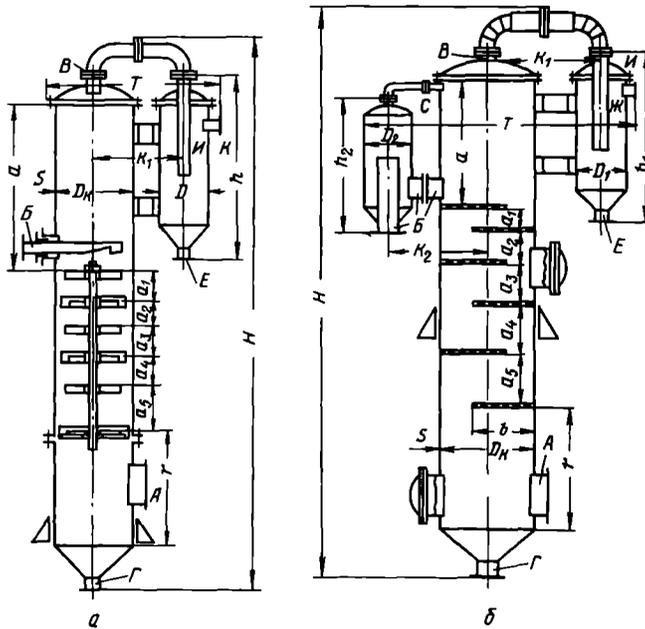
Раствор	Концентрация раствора, % (масс.)										
	10	20	30	35	40	45	50	55	60	70	80
CaCl ₂	1,5	4,5	10,5	14,3	19,0	24,3	30,0	36,5	43,0	60,0	—
Ca(NO ₃) ₂	1,1	2,5	4,3	5,4	6,7	8,3	10,0	13,2	17,2	31,2	49,2
CuSO ₄	0,3	0,6	1,4	2,1	3,1	4,2	—	—	—	—	—
FeSO ₄	0,3	0,7	1,3	1,6	—	—	—	—	—	—	—
KCl	1,3	3,3	6,1	8,0	—	—	—	—	—	—	—
KNO ₃	0,9	2,0	3,2	3,8	4,5	5,2	6,1	7,2	8,5	11,6	—
KOH	2,2	6,0	12,2	17,0	23,6	33,0	45,0	60,4	78,8	126,5	190,3
K ₂ CO ₃	0,8	2,2	4,4	6,0	8,0	10,9	14,6	19,0	24,0	—	—
MgCl ₂	2,0	6,6	15,4	22,0	—	—	—	—	—	—	—
MgSO ₄	0,7	1,7	3,4	4,8	7,0	—	—	—	—	—	—
NH ₄ Cl	2,0	4,3	7,6	9,6	11,6	14,0	—	—	—	—	—
NH ₄ NO ₃	1,1	2,5	4,0	5,1	6,3	7,5	9,1	11,0	13,2	19,0	28,0
(NH ₄) ₂ SO ₄	0,7	1,6	2,9	3,7	4,7	5,9	7,7	—	—	—	—
NaCl	1,9	4,9	9,6	—	—	—	—	—	—	—	—
NaNO ₃	1,2	2,6	4,5	5,6	6,8	8,4	10,0	12,0	—	—	—
NaOH	2,8	8,2	17,0	22,0	28,0	35,0	42,2	50,6	59,6	79,6	106,6
Na ₂ CO ₃	1,1	2,4	4,2	5,3	—	—	—	—	—	—	—
Na ₂ SO ₄	0,8	1,8	2,8	—	—	—	—	—	—	—	—

Приложение 4.6. Основные размеры барометрических конденсаторов

Размеры	Внутренний диаметр конденсатора $d_{вк}$, мм						
	500	600	800	1000	1200	1600	2000
Толщина стенки аппарата S	5	5	5	6	6	6	10
Расстояние от верхней полки до крышки аппарата a	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300
Расстояние от нижней полки до дна аппарата r	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200
Ширина полки b	—	—	500	650	750	1000	1250
Расстояние между осями конденсатора и ловушки:							
K_1	675	725	950	1100	1200	1450	1650
K_2	—	—	835	935	1095	1355	1660
Высота установки H	4300	4550	5080	5680	6220	7530	8500
Ширина установки T	1300	1400	2350	2600	2975	3200	3450
Диаметр ловушки D	400	400	500	500	600	800	800
Высота ловушки h	1440	1440	1700	1900	2100	2300	2300
Диаметр ловушки D_1	—	—	400	500	500	600	800
Высота ловушки h_1	—	—	1350	1350	1400	1450	1550
Расстояние между полками:							
a_1	220	260	200	250	300	400	500
a_2	260	300	260	320	400	500	650
a_3	320	360	320	400	480	640	800
a_4	360	400	380	475	575	750	950
a_5	390	430	440	550	660	880	1070

Размеры	Внутренний диаметр конденсатора $d_{\text{вк}}$, мм						
	500	600	800	1000	1200	1600	2000

Условные проходы штуцеров:
 для входа пара (А) — 300
 для входа воды (Б) — 100
 для выхода парогазовой смеси (В) — 80
 для барометрической трубы (Г) — 125
 воздушник (С) — —
 для входа парогазовой смеси (И) — 80
 для выхода парогазовой смеси (Ж) — 50
 для барометрической трубы (Е) — 50



Схемы барометрических конденсаторов:
 а — с концентрическими полками (изготавливаются диаметром 500 и 600 мм); б — с сегментными полками (изготавливаются диаметром 800—2000 мм)

Приложение 4.7. Техническая характеристика вакуум-насосов типа ВВН

Типоразмер	Остаточное давление, мм рт. ст.	Производительность, м ³ /мин	Мощность на валу, кВт	Типоразмер	Остаточное давление, мм рт. ст.	Производительность, м ³ /мин	Мощность на валу, кВт
ВВН-0,75	110	0,75	1,3	ВВН-12	23	12	20
ВВН-1,5	110	1,5	2,1	ВВН-25	15	25	48
ВВН-3	75	3	6,5	ВВН-50	15	50	94
ВВН-6	38	6	12,5				

Приложение 4.8. Характеристики осевых циркуляционных насосов для выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией раствора

Номинальная поверхность теплопередачи, м ² , в трубах длиной 6,0 м, диаметром 38×2 мм	Марка насоса, обеспечивающего скорость циркуляции раствора не менее 2,0 м/с	Подача насоса, м ³ /с	Мощность электродвигателя, кВт	Номинальная поверхность теплопередачи, м ² , в трубах длиной 6,0 м, диаметром 38×2 мм	Марка насоса, обеспечивающего скорость циркуляции раствора не менее 2,0 м/с	Подача насоса, м ³ /с	Мощность электродвигателя, кВт
25	ОХ2-23Г	0,111	17	250	ОХ6-46Г	0,693	100
40	ОХ2-23Г	»	»	315	ОХ6-54Г	0,971	125
63	ОХ6-34ГА	0,278	40	400	ОХ6-54Г	»	»
100	ОХ6-34ГА	»	»	500	ОХ6-70ГС-1	1,75	200
125	ОХ6-34Г	0,444	55	630	ОХ6-70ГС-1	»	»
160	»	»	»	800	ОХ6-70ГС-2	2,22	250
200	ОХ6-46Г	0,693	100	1000	ОХ6-87Г-2	2,78	320

Приложение 4.9. Цена единицы массы выпарных аппаратов, руб/т (из Прейскуранта 23-03, 1981 г.)

Относительная масса труб в общей массе аппарата, %	Масса аппарата, т									
	до 0,35	0,35—0,75	0,75—1,4	1,4—2,3	2,3—3,8	3,8—5,9	5,9—12,0	12—20	20—35	более 35,0
Сталь углеродистая										
До 20 %	1625	1360	1165	1030	940	855	770	695	635	570
30	1510	1280	1115	1005	920	855	780	715	665	610
40	1410	1215	1085	990	915	850	790	730	690	640
50	1330	1170	1055	975	915	860	810	755	710	670
60	1270	1135	1040	970	915	870	815	775	740	700
70	1225	1110	1025	970	920	885	840	800	770	730
80	1200	1110	1030	985	935	905	860	825	795	760
Сталь нержавеющая										
До 20 %	3215	2895	2660	2505	2385	2295	2185	2095	2020	1940
30	3155	2885	2685	2555	2450	2370	2280	2200	2140	2075
40	3105	2875	2710	2605	2510	2435	2360	2285	2235	2180
50	3075	2880	2745	2655	2580	2520	2455	2385	2330	2280
60	3060	2900	2790	2705	2640	2585	2520	2475	2435	2385
70	3070	2935	2830	2765	2705	2670	2615	2565	2535	2485
80	3095	2980	2890	2835	2780	2740	2700	2650	2620	2580

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976. 552 с.
2. ГОСТ 11987—81. Аппараты выпарные трубчатые.
3. Справочник химика. М.—Л.: Химия, Т. III, 1962. 1006 с. Т. V, 1966. 974 с.
4. Каталог УКРНИИХИММАШа. Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1979. 38 с.
5. Мищенко К. П., Полторацкий Г. М. Термодинамика и строение водных и неводных растворов электролитов. Изд. 2-е. Л.: Химия, 1976. 328 с.
6. Воробьева Г. Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств. Изд. 2-е. М.: Химия, 1975. 816 с.
7. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. 750 с.
8. Викторов М. М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. Л.: Химия, 1977. 360 с.

9. Чернышов А. К., Поплавский К. Л., Заичко Н. Д. Сборник номограмм для химико-технологических расчетов. Л.: Химия, 1974. 200 с.
10. Тананайко Ю. М., Воронцов Е. Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. Киев: Техника, 1975. 312 с.
11. Теплотехнический справочник. Т. 2. М.: Энергия, 1972. 896 с.
12. ОСТ 26716—73. Барометрические конденсаторы.
13. Вакуумные насосы. Каталог-справочник. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1970. 63 с.
14. Калач Т. А., Радун Д. В. Выпарные станции. М.: Машгиз, 1963. 400 с.
15. Чернобыльский И. И. Выпарные установки. Киев: Изд. Киевского ун-та, 1960. 262 с.
16. Лебедев П. Д., Щукин А. А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. М.: Энергия, 1970. 408 с.
17. Таубман Е. И. Расчет и моделирование выпарных установок. М.: Химия, 1970. 216 с.
18. Олевский В. М., Ручинский В. Р. Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты. М.: Химия, 1977. 206 с.
19. Удыма П. Г. Аппараты с погружными горелками. М.: Машиностроение, 1965. 192 с.
20. Попов Н. П. Выпарные аппараты в производстве минеральных удобрений. М.: Химия, 1974. 126 с.
21. Кичигин М. А., Костенко Г. Н. Теплообменные аппараты и выпарные установки. М.: Госэнергоиздат, 1955. 392 с.
22. Таубман Е. И. Выпаривание. М.: Химия, 1982. 327 с.

ГЛАВА 5

РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
- d — диаметр, м;
- F — поверхность массопередачи, м^2 ;
- G — расход инертного газа, $\text{кг}/\text{с}$;
- g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
- H, h — высота, м;
- K — коэффициент массопередачи;
- L — расход поглотителя, $\text{кг}/\text{с}$;
- M — масса вещества, передаваемого через поверхность массопередачи в единицу времени, $\text{кг}/\text{с}$;
- $M_{\text{Бу}}$ — мольная масса бензольных углеводородов, $\text{кг}/\text{кмоль}$;
- m — коэффициент распределения;
- p — давление, МПа ;
- T — температура, К ;
- U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$,
- w — скорость газа, $\text{м}/\text{с}$;
- x — концентрация жидкости;
- y — концентрация газа;
- $\Delta \bar{X}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила абсорбции по жидкой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$;
- $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила абсорбции по газовой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$;
- β — коэффициент массоотдачи;
- ε — свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
- λ — коэффициент трения;
- μ — вязкость, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
- ξ — коэффициент сопротивления;
- ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
- σ — поверхностное натяжение, $\text{Н}/\text{м}$;
- ψ — коэффициент смачиваемости;
- Re — критерий Рейнольдса;
- Fg — критерий Фруда;
- Gc — критерий гидравлического сопротивления;
- Nu' — диффузионный критерий Нуссельта;
- Pr' — диффузионный критерий Прандтля.

Индексы:

- к — конечный параметр;
- н — начальный параметр;
- х — жидкая фаза;
- у — газовая фаза;
- ср — средняя величина;
- 0 — при нормальных условиях;
- в — вода;
- * — равновесный состав.

ВВЕДЕНИЕ

Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путем поглощения газа жидкостью; разделение газовых смесей на составляющие их компоненты; очистка газов от вредных примесей; улавливание ценных компонентов из газовых выбросов.

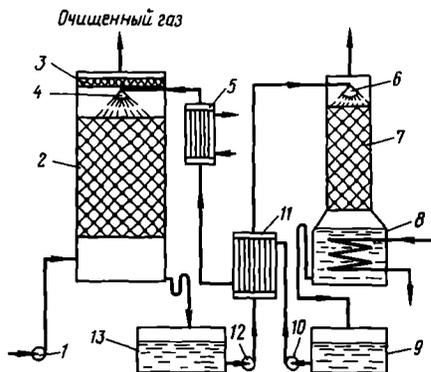
Различают физическую абсорбцию и хемсорбцию. При физической абсорбции растворение газа в жидкости не сопровождается химической реакцией или влиянием этой реакции на скорость процесса можно пренебречь. Как правило, физическая абсорбция не сопровождается существенными тепловыми эффектами. Если при этом начальные потоки газа и жидкости незначительно различаются по температуре, такую абсорбцию можно рассматривать как изотермическую. С этого наиболее простого случая начнем рассмотрение расчета процесса абсорбции.

Основная сложность при проектировании абсорберов заключается в правильном выборе расчетных закономерностей для определения кинетических коэффициентов из большого числа различных, порой противоречивых, зависимостей, представленных в технической литературе. Расчеты по этим уравнениям, обычно справедливым для частных случаев, приводят зачастую к различающимся, а иногда к заведомо неверным результатам. Рекомендуемые здесь уравнения выбраны после тщательного анализа и сравнительных расчетов в широком интервале переменных, проверки адекватности расчетных данных опытным, полученным на реальных системах.

В данной главе приведены примеры расчетов насадочного и тарельчатого абсорберов по основному кинетическому уравнению массопередачи. Другие методы рассмотрены в гл. 6 на примере расчета ректификационных колонных аппаратов.

Рис. 5.1. Принципиальная схема абсорбционной установки:

- 1 — вентилятор (газодувка); 2 — абсорбер;
- 3 — брызгоотбойник; 4, 6 — оросители; 5 — холодильник;
- 7 — десорбер; 8 — куб десорбера; 9, 13 — емкости для абсорбента;
- 10, 12 — насосы; 11 — теплообменник-рекуператор



На рис. 5.1 дана схема абсорбционной установки. Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной емкости 9 насосом 10 подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Газ после абсорбции, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны. Абсорбент стекает через гидрозатвор в промежуточную емкость 13, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 7 после предварительного подогрева в теплообменнике-рекуператоре 11. Исчерпывание поглощенного компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным паром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5. Регенерация может осуществляться также другими методами, например отгонкой поглощен-

ного компонента потоком инертного газа или острого пара, понижением давления, повышением температуры. Выбор метода регенерации существенно сказывается на технико-экономических показателях абсорбционной установки в целом.

Задание на проектирование. Рассчитать абсорбер для улавливания бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом при следующих условиях:

- 1) производительность по газу при нормальных условиях $V_0 = 13,9 \text{ м}^3/\text{с}$;
- 2) концентрация бензольных углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $y_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{м}^3$; на выходе из абсорбера $y_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{м}^3$;
- 3) содержание углеводородов в поглотительном масле, подаваемом в абсорбер, $x_n = 15 \%$ (масс.);
- 4) абсорбция изотермическая, средняя температура потоков в абсорбере $t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$;
- 5) давление газа на входе в абсорбер $P = 0,119 \text{ МПа}$.

Улавливание бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом представляет собой процесс многокомпонентной абсорбции, когда из газа одновременно поглощается смесь компонентов — бензол, толуол, ксилол и сольвенты. Инертная часть коксового газа состоит из многих компонентов — H_2 , CH_4 , CO , N_2 , CO_2 , O_2 , NH_3 , H_2 и др. Сложным является и состав каменноугольного масла, представляющего собой смесь ароматических углеводородов (двух- и трехчольчатых) и гетероциклических соединений с примесью фенолов.

Для упрощения приведенных ниже расчетов газовая смесь и поглотитель рассматриваются как бинарные, состоящие из распределяемого компонента (бензольные углеводороды) и инертной части (носителей); физические свойства их приняты осредненными.

Для линеаризации уравнения рабочей линии абсорбции составы фаз выражают в относительных концентрациях распределяемого компонента, а нагрузки по фазам — в расходах инертного носителя. В приведенных ниже расчетах концентрации выражены в относительных массовых долях распределяемого компонента, а нагрузки — в массовых расходах носителей.

5.1. РАСЧЕТ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи [1]:

$$F = M / (K_x \Delta \bar{X}_{cp}) = M / (K_y \Delta \bar{Y}_{cp}), \quad (5.1)$$

где K_x , K_y — коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

5.1.1. Масса поглощаемого вещества и расход поглотителя

Массу бензольных углеводородов (БУ), переходящих в процессе абсорбции из газовой смеси (Г) в поглотитель за единицу времени, находят из уравнения материального баланса:

$$M = G (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L (\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (5.2)$$

где L , G — расходы соответственно чистого поглотителя и инертной части газа, $\text{кг}/\text{с}$; \bar{X}_n , \bar{X}_k — начальная и конечная концентрация бензольных углеводородов в поглотительном масле, $\text{кг БУ}/\text{кг М}$; \bar{Y}_n , \bar{Y}_k — начальная и конечная концентрация бензольных углеводородов в газе, $\text{кг БУ}/\text{кг Г}$.

Выразим составы фаз, нагрузки по газу и жидкости в выбранной для расчета размерности:

$$\bar{Y}_n = y_n / (\rho_{0g} - y_n); \quad \bar{X}_n = x_n / (100 - x_n), \quad (5.3)$$

где ρ_{0g} — средняя плотность коксового газа при нормальных условиях [2]

Получим:

$$\bar{Y}_n = 35 \cdot 10^{-3} / (0,44 - 35 \cdot 10^{-3}) = 0,0864 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$\bar{Y}_k = 2 \cdot 10^{-3} / (0,44 - 2 \cdot 10^{-3}) = 0,0045 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$\bar{X}_n = 0,15 / (100 - 0,15) \approx 0,0015 \text{ кг БУ/кг М}.$$

Конечная концентрация бензолных углеводородов в поглотительном масле \bar{X}_k обуславливает его расход (который, в свою очередь, влияет на размеры как абсорбера, так и десорбера), а также часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и ее регенерацией. Поэтому \bar{X}_k выбирают, исходя из оптимального расхода поглотителя [3]. Для коксохимических производств расход поглотительного каменноугольного масла L принимают в 1,5 раза больше минимального L_{\min} [4]. В этом случае конечную концентрацию \bar{X}_k определяют из уравнения материального баланса, используя данные по равновесию (см. рис. 5.2 и 5.3):

$$M = L_{\min} (\bar{X}_n^* - \bar{X}_n) = 1,5 L_{\min} (\bar{X}_k - \bar{X}_n). \quad (5.4)$$

Отсюда

$$\bar{X}_k = (\bar{X}_n^* + 0,5 \bar{X}_n) / 1,5 = (0,0432 + 0,5 \cdot 0,015) / 1,5 = 0,0293 \text{ кг БУ/кг М},$$

где \bar{X}_n^* — концентрация бензолных углеводородов в жидкости, равновесная с газом начального состава.

Расход инертной части газа

$$G = V_0 (1 - y_{0g}) (\rho_{0g} - y_n), \quad (5.5)$$

где y_{0g} — объемная доля бензолных углеводородов в газе, равная

$$y_{0g} = y_n v_0 / M_{\text{БУ}} = 35 \cdot 10^{-3} \cdot 22,4 / 83 = 0,0094 \text{ м}^3 \text{ БУ/м}^3 \text{ Г};$$

$M_{\text{БУ}}$ — мольная масса бензолных углеводородов [4]

Тогда

$$G = 13,9 (1 - 0,0094) (0,44 - 0,035) = 5,577 \text{ кг/с}.$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту

$$M = G (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 5,577 (0,0864 - 0,0045) = 0,457 \text{ кг/с}. \quad (5.6)$$

Расход поглотителя (каменноугольного масла) равен:

$$L = M / (\bar{X}_k - \bar{X}_n) = 0,457 / (0,0293 - 0,0015) = 16,44 \text{ кг/с}.$$

Тогда соотношение расходов фаз, или удельный расход поглотителя, составит:

$$l = L / G = 16,44 / 5,577 = 2,94 \text{ кг/кг}.$$

5.1.2. Движущая сила массопередачи

Движущая сила $\bar{\Delta}$ в соответствии с уравнением (5.1) может быть выражена в единицах концентраций как жидкой, так и газовой фаз. Для случая линейной равновесной зависимости между составами фаз, принимая модель идеального вытеснения в потоках обеих фаз, определим движущую силу в единицах концентраций газовой фазы [1]

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = (\Delta \bar{Y}_0 - \Delta \bar{Y}_n) / [\ln (\Delta \bar{Y}_0 / \Delta \bar{Y}_n)], \quad (5.7)$$

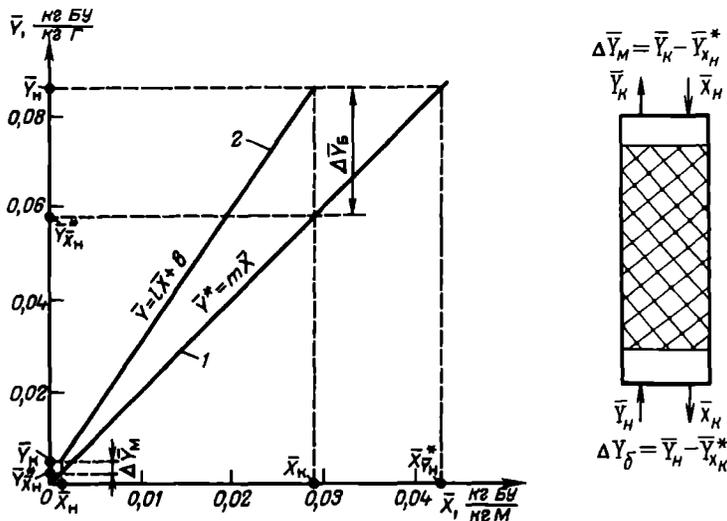


Рис. 5.2. Зависимость между содержанием бензольных углеводородов в коксовом газе \bar{Y} и каменноугольном масле \bar{X} при 30 °С [2]:

1 — равновесная линия; 2 — рабочая линия

Рис. 5.3. Схема распределения концентраций в газовом и жидкостном потоках в абсорбере

где $\Delta\bar{Y}_\delta$ и $\Delta\bar{Y}_M$ — большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кг БУ/кг Г (рис. 5.2 и 5.3).

В данном примере

$$\Delta\bar{Y}_\delta = \bar{Y}_N - \bar{Y}_{X_N}^*; \quad \Delta\bar{Y}_M = \bar{Y}_K - \bar{Y}_{X_K}^*,$$

где $\bar{Y}_{X_N}^*$ и $\bar{Y}_{X_K}^*$ — концентрации бензольных углеводородов в газе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе (поглотителе) соответственно на входе в абсорбер и на выходе из него (см. рис. 5.2):

$$\Delta\bar{Y}_\delta = 0,0864 - 0,0586 = 0,0278 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$\Delta\bar{Y}_M = 0,0045 - 0,0030 = 0,0015 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$\Delta\bar{Y}_{cp} = (0,0278 - 0,0015) / [\ln(0,0278/0,0015)] = 0,009 \text{ кг БУ/кг Г}$$

5.1.3. Коэффициент массопередачи

Коэффициент массопередачи K_y находят по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений [1]

$$K_y = 1 / (1/\beta_y + m/\beta_x), \quad (5.8)$$

где β_x и β_y — коэффициенты массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах, кг/(м²·с); m — коэффициент распределения, кг М/кг Г

Для расчета коэффициентов массоотдачи необходимо выбрать тип насадки и рассчитать скорости потоков в абсорбере. При выборе типа насадки для проведения массообменных процессов руководствуются следующими соображениями [3, 5]

во-первых, конкретными условиями проведения процесса — нагрузками по пару и жидкости, различиями в физических свойствах систем, наличием в потоках жидкости и газа механических примесей, поверхностью контакта фаз в единице объема аппарата и т. д.;

во-вторых, особыми требованиями к технологическому процессу — необходимостью обеспечить небольшой перепад давления в колонне, широкий интервал изменения устойчивости работы, малое время пребывания жидкости в аппарате и т. д.,

в-третьих, особыми требованиями к аппаратному оформлению — создание единичного или серийно выпускаемого аппарата малой или большой единичной мощности, обеспечение возможности работы в условиях сильно коррозионной среды, создание условий повышенной надежности и т. д.

В коксохимической промышленности особое значение при выборе насадки имеют следующие факторы: малое гидравлическое сопротивление абсорбера, возможность устойчивой работы при сильно изменяющихся нагрузках по газу, возможность быстро и дешево удалять с поверхности насадки отлагающийся шлам и т. д. Таким требованиям отвечают широко используемые деревянная хордовая и металлическая спиральные насадки.

Различные насадки показаны на рис. 5.4. Их характеристики приведены в табл. 5.1

В рассматриваемом примере выберем более дешевую насадку — деревянную хордовую, размером 10×100 мм с шагом в свету 20 мм. Удельная поверхность насадки $a = 65 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $\epsilon = 0,68 \text{ м}^3/\text{м}^3$, эквивалентный диаметр $d_s = 0,042 \text{ м}$, насыщенная плотность $\rho = 145 \text{ кг}/\text{м}^3$

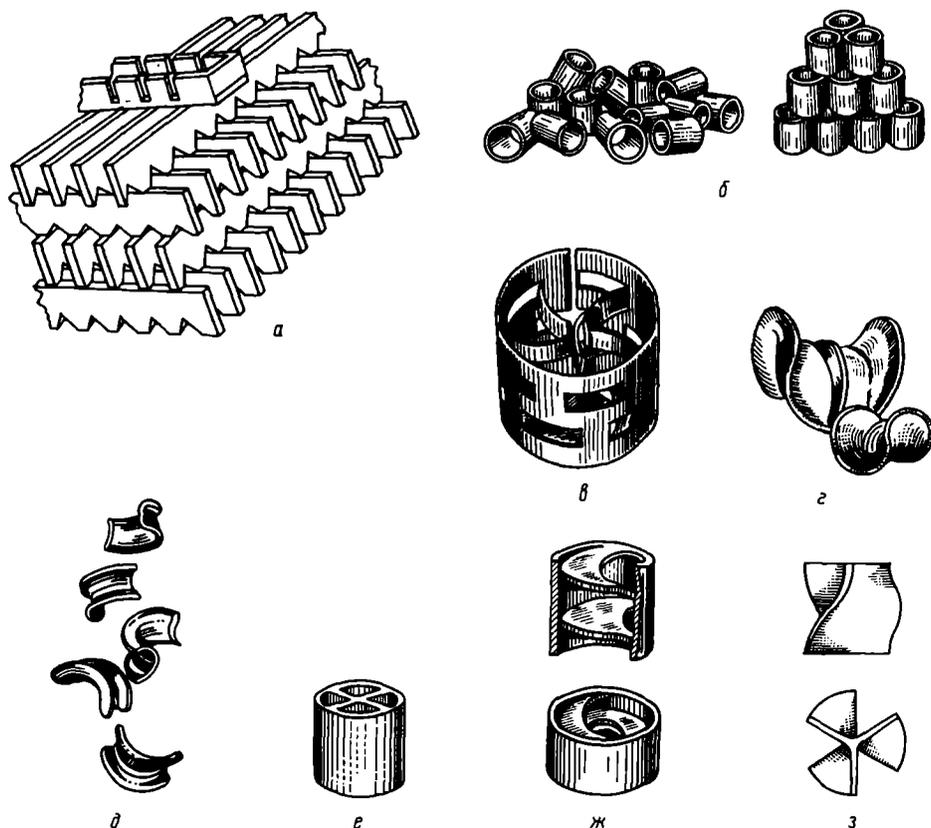


Рис. 5.4. Виды насадок:

a — деревянная хордовая; *б* — кольца Рашига внавал и с упорядоченной укладкой; *в* — кольцо с вырезами и внутренними выступами (кольцо Палля); *г* — керамические седла Берля; *д* — седла «Инталокс»; *е* — кольцо с крестообразными перегородками; *ж* — кольцо с внутренними спиралями; *з* — пропеллерная насадка

Таблица 5.1. Характеристики насадок (размеры даны в мм)

Насадки	$a, \text{ м}^2/\text{м}^3$	$\text{м}^3/\text{м}^3$	$d_{\text{э}}$	$\rho, \text{ кг}/\text{м}^3$	Число штук в 1 м^3
Регулярные насадки					
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету:					
10	100	0,55	0,022	210	—
20	65	0,68	0,042	145	—
30	48	0,77	0,064	110	—
Керамические кольца Рашига:					
50×50×5	110	0,735	0,027	650	8 500
80×80×8	80	0,72	0,036	670	2 200
100×100×10	60	0,72	0,048	670	1 050
Неупорядоченные насадки					
Керамические кольца Рашига:					
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700	700 000
15×15×2	330	0,7	0,009	690	220 000
25×25×3	200	0,74	0,015	530	50 000
35×35×4	140	0,78	0,022	530	18 000
50×50×5	90	0,785	0,035	530	6 000
Стальные кольца Рашига:					
10×10×0,5	500	0,88	0,007	960	770 000
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660	240 000
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640	55 000
50×50×1	110	0,95	0,035	430	7 000
Керамические кольца Палля:					
25×25×3	220	0,74	0,014	610	46 000
35×35×4	165	0,76	0,018	540	18 500
50×50×5	120	0,78	0,026	520	5 800
60×60×6	96	0,79	0,033	520	3 350
Стальные кольца Палля:					
15×15×0,4	380	0,9	0,010	525	230 000
25×25×0,6	235	0,9	0,015	490	52 000
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455	18 200
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415	6 400
Керамические седла Берля:					
12,5	460	0,68	0,006	720	570 000
25	260	0,69	0,011	670	78 000
38	165	0,7	0,017	670	30 500
Керамические седла «Инталокс»:					
12,5	625	0,78	0,005	545	730 000
19	335	0,77	0,009	560	229 000
25	255	0,775	0,012	545	84 000
38	195	0,81	0,017	480	25 000
50	118	0,79	0,027	530	9 350

Примечание. a — удельная поверхность; ϵ — свободный объем; $d_{\text{э}}$ — эквивалентный диаметр; ρ — насыпная плотность.

5.1.4. Скорость газа и диаметр абсорбера

Предельную скорость газа, выше которой наступает захлебывание насадочных абсорберов, можно рассчитать по уравнению [1]

$$\lg \left[\frac{\omega_{\text{пр}}^2 a}{g \epsilon^3} \cdot \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} \right)^{1/8} \quad (5.9)$$

где $\omega_{\text{пр}}$ — предельная фиктивная скорость газа, м/с; $\mu_{\text{ж}}$, $\mu_{\text{г}}$ — вязкость соответственно поглотителя при температуре в абсорбере и воды при 20 °С, Па·с; A , B — коэффициенты, зависящие от типа насадки; L и G — расходы фаз, кг/с.

252d

Значения коэффициентов A и B приведены ниже [3]:

Тип насадки	A	B
Трубчатая	$0,47 + 1,5 \lg (d./0,025)$	1,75
Плоскопараллельная хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига явнал	-0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла размером 25 мм	-0,33	1,04
Седла размером 50 мм	-0,58	1,04

Пересчитаем плотность газа на условия в абсорбере:

$$\rho_y = \rho_{0y} \frac{T_0}{T_0 + t} \frac{P}{P_0} = 0,44 \frac{273}{273 + 30} \cdot \frac{1,19 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 0,464 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Предельную скорость $\omega_{\text{пр}}$ находим из уравнения (5.9), принимая при этом, что отношение расходов фаз в случае разбавленных смесей приблизительно равно отношению расходов инертных фаз:

$$\lg \left[\frac{\omega_{\text{пр}}^2 \cdot 65}{9,8 \cdot 0,68^3} \cdot \frac{0,464}{1060} \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = 1,75 (2,94)^{1/4} \left(\frac{0,464}{1060} \right)^{1/8}$$

Решая это уравнение, получим $\omega_{\text{пр}} = 3,03$ м/с.

Выбор рабочей скорости газа обусловлен многими факторами. В общем случае ее находят путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса [3]. Коксовый газ очищают от различных примесей в нескольких последовательно соединенных аппаратах. Транспортировка больших объемов газа через них требует повышенного избыточного давления и, следовательно, значительных энергозатрат. Поэтому при улавливании бензольных углеводородов основным фактором, определяющим рабочую скорость, является гидравлическое сопротивление насадки. С учетом этого рабочую скорость ω принимают равной 0,3—0,5 от предельной.

Примем $\omega = 0,4 \omega_{\text{пр}} = 0,4 \cdot 3,03 = 1,21$ м/с.

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \frac{P_0}{P}}{\pi \omega}}, \quad (5.10)$$

где V — объемный расход газа при условиях в абсорбере, м³/с. Отсюда

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \frac{273 + 30}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 1,21}} = 3,71 \text{ м.}$$

Выбираем [6] стандартный диаметр обечайки абсорбера $d = 3,8$ м. При этом действительная рабочая скорость газа в колонне

$$\omega = 1,21 (3,71/3,8)^2 = 1,15 \text{ м/с.}$$

Ниже приведены нормальные ряды диаметров колонн (в м), принятые в химической и нефтеперерабатывающей промышленности:

в химической промышленности — 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0;
в нефтеперерабатывающей промышленности — 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

5.1.5. Плотность орошения и активная поверхность насадки

Плотность орошения (скорость жидкости) рассчитывают по формуле

$$U = L / (\rho_r S), \quad (5.11)$$

где S — площадь поперечного сечения абсорбера, м^2 .

Подставив, получим:

$$U = 16,44 / (1060 \cdot 0,785 \cdot 3,8^2) = 13,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

При недостаточной плотности орошения и неправильной организации подачи жидкости [3] поверхность насадки может быть смочена не полностью. Но даже часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи ввиду наличия застойных зон жидкости (особенно в абсорберах с нерегулярной насадкой) или неравномерного распределения газа по сечению колонны.

Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения U_{\min} , выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной. Для пленочных абсорберов ее находят по формуле

$$U_{\min} = a \Gamma_{\min} / \rho_r. \quad (5.12)$$

Здесь

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \sigma^{3,6} \mu_r^{0,49}, \quad (5.13)$$

где Γ_{\min} — минимальная линейная плотность орошения, $\text{кг} / (\text{м} \cdot \text{с})$; σ — поверхностное натяжение, $\text{мН} / \text{м}$.

Тогда

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \cdot 20^{3,6} \cdot 16,5^{0,49} = 7,55 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м} \cdot \text{с}).$$

Отсюда

$$U_{\min} = 65 \cdot 7,55 \cdot 10^{-3} / 1060 = 4,63 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

В проектируемом абсорбере плотность орошения U выше U_{\min} , поэтому в данном случае коэффициент смачиваемости насадки $\psi = 1$.

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения U_{\min} находят по соотношению [3]:

$$U_{\min} = a q_{\text{эф}}, \quad (5.14)$$

где $q_{\text{эф}}$ — эффективная линейная плотность орошения, $\text{м}^2 / \text{с}$.

Для колец Рашига размером 75 мм и хордовых насадок с шагом более 50 мм $q_{\text{эф}} = 0,033 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 / \text{с}$; для всех остальных насадок $q_{\text{эф}} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 / \text{с}$.

Коэффициент смачиваемости насадки ψ для колец Рашига при заполнении колонны внавал можно определить из следующего эмпирического уравнения [7]:

$$\psi = 0,122 (U \rho_r)^{1/3} d_n^{-1/2} \sigma^{-m}, \quad (5.15)$$

где d_n — диаметр насадки; $m = 0,133 d_n^{-0,5}$.

При абсорбции водой и водными растворами хорошо растворимых газов смоченная поверхность насадки уменьшается [3]. Поэтому полная смачиваемость достигается при более высоких значениях Γ . Для таких систем значение Γ_{\min} может быть рассчитано по уравнению

$$\frac{\Gamma_{\min}}{\mu_r} = A \text{Re}_v^{0,4} \left(\frac{\rho_r \Delta \sigma}{\mu_r^2 g} \right)^{0,2} \quad (5.16)$$

где коэффициент A зависит от краевого угла смачивания и изменяется в пределах 0,12—0,17; $\Delta \sigma$ — разница между поверхностным натяжением жидкости, подаваемой на орошение колонны, и жидкости, вытекающей из нее.

Доля активной поверхности насадки ψ_a может быть найдена по формуле [3]

$$\psi_a = \frac{3600U}{a(p + 3600qU)}. \quad (5.17)$$

где p и q — коэффициенты, зависящие от типа насадки [3]

Подставив численные значения, получим:

$$\psi_a = \frac{3600 \cdot 0,00137}{65(0,0078 + 3600 \cdot 0,0146 \cdot 0,00137)} = 0,95.$$

Как видим, не вся смоченная поверхность является активной. Наибольшая активная поверхность насадки достигается при таком способе подачи орошения, который обеспечивает требуемое число точек орошения n на 1 м^2 поперечного сечения колонны [3]. Это число точек орошения и определяет выбор типа распределительного устройства [3].

5.1.6. Расчет коэффициентов массоотдачи

Для регулярных насадок (к которым относится и хордовая) коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_y находят из уравнения [1; 3]:

$$Nu'_y = 0,167 Re_y^{0,74} Pr_y^{0,33} (l/d_s)^{-0,47}, \quad (5.18)$$

где $Nu'_y = \beta_y d_s / D_y$ — диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы.

Отсюда β_y (в м/с) равен:

$$\beta_y = 0,167 (D_y/d_s) Re_y^{0,74} Pr_y^{0,33} (l/d_s)^{-0,47}, \quad (5.19)$$

где D_y — средний коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газовой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; $Re_y = \omega d_s \rho_y / (\epsilon \mu_y)$ — критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке; $Pr'_y = \mu_y / (\rho_y D_y)$ — диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы; μ_y — вязкость газа, $\text{Па} \cdot \text{с}$ [2]; l — высота элемента насадки, м.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи β_y можно найти из уравнения

$$Nu'_y = 0,407 Re_y^{0,665} Pr_y^{0,33}$$

Коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газе можно рассчитать по уравнению [1, 3, 8, 9]

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{3/2}}{P (v_{By}^{1/3} + v_{\Gamma}^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{By}} + \frac{1}{M_{\Gamma}}}, \quad (5.20)$$

где v_{By} , v_{Γ} — молярные объемы бензольных углеводородов и коксового газа в жидком состоянии при нормальной температуре кипения, $\text{см}^3/\text{моль}$; M_{By} , M_{Γ} — молярные массы соответственно бензольных углеводородов и коксового газа, $\text{кг}/\text{моль}$.

Подставив, получим:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 303^{3/2}}{0,119 (96^{1/3} + 21,6^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{83} + \frac{1}{10,5}} = 1,17 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Re_y = (1,15 \cdot 0,042 \cdot 0,464) / (0,68 \cdot 0,0127 \cdot 10^{-3}) = 2618;$$

$$Pr'_y = (0,0127 \cdot 10^{-3}) / (0,464 \cdot 1,17 \cdot 10^{-5}) = 2,34;$$

$$\beta_y = 0,167 \frac{1,17 \cdot 10^{-5}}{0,042} 2618^{0,74} 2,34^{0,33} \left(\frac{0,1}{0,042} \right)^{-0,47} = 0,0137 \text{ м/с}.$$

Выразим β_y в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_y = 0,0137 (\rho_y - \rho_{cp}) = 0,0137 (0,464 - 0,0185) = 0,0061 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x находят из обобщенного уравнения, пригодного как для регулярных (в том числе и хордовых), так и для неупорядоченных насадок [1, 3]:

$$Nu'_x = 0,0021 Re_x^{0,75} Pr_x'^{0,5}, \quad (5.21)$$

где $Nu'_x = \beta_x \delta_{np} / D_x$ — диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы.

Отсюда β_x (в м/с) равен:

$$\beta_x = 0,0021 (D_x / \delta_{np}) Re_x^{0,75} Pr_x'^{0,5}, \quad (5.22)$$

где D_x — средний коэффициент диффузии бензольных углеводородов в каменноугольном масле, м²/с; $\delta_{np} = [\mu_x^2 / (\rho_x^2 g)]^{1/3}$ — приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м; $Re_x = 4U\rho_x / (a\mu_x)$ — модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости; $Pr_x' = \mu_x / (\rho_x D_x)$ — диффузионный критерий Прандтля для жидкости.

В разбавленных растворах коэффициент диффузии D_x может быть достаточно точно вычислен по уравнению [3, 8, 9]:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} (\beta M)^{0,5} T / (\mu_x v_{БУ}^{0,6}), \quad (5.23)$$

где M — мольная масса каменноугольного масла, кг/кмоль; T — температура масла, К; μ_x — вязкость масла, мПа·с; $v_{БУ}$ — мольный объем бензольных углеводородов, см³/моль; β — параметр, учитывающий ассоциацию молекул.

Подставив, получим:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} (1,170)^{0,5} 303 / (16,5 \cdot 96^{0,6}) = 1,15 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\delta_{np} = [(16,5 \cdot 10^{-3})^2 / (1060^2 \cdot 9,8)]^{1/3} = 2,88 \cdot 10^{-4} \text{ м};$$

$$Re_x = (4 \cdot 0,00137 \cdot 1060) / 65 \cdot 16,5 \cdot 10^{-3} = 5,41; \quad Pr_x' = (16,5 \cdot 10^{-3}) / 1060 \cdot 1,15 \cdot 10^{-10} = 1,31 \cdot 10^5;$$

$$\beta_x = 0,0021 \frac{1,15 \cdot 10^{-10}}{2,88 \cdot 10^{-4}} 5,41^{0,75} (1,31 \cdot 10^5)^{0,5} = 1,065 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}.$$

Выразим β_x в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_x = 1,065 \cdot 10^{-6} (\rho_x - c_{xcp}) = 1,065 \cdot 10^{-6} (1060 - 16,2) = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где c_{xcp} — средняя объемная концентрация бензольных углеводородов в поглотителе, кг БУ/(м³·см)

По уравнению (5.8) рассчитаем коэффициент массопередачи в газовой фазе K_y :

$$K_y = 1 / [1 / (6,1 \cdot 10^{-3}) + 2 / (1,11 \cdot 10^{-3})] = 5,09 \cdot 10^{-4} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

5.1.7. Поверхность массопередачи и высота абсорбера

Поверхность массопередачи в абсорбере по уравнению (5.1) равна:

$$F = 0,457 / (5,09 \cdot 10^{-4} \cdot 0,009) \approx 10^5 \text{ м}^2$$

Высоту насадки, необходимую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле

$$H = F / (0,785 a d^2 \varphi_n). \quad (5.24)$$

Подставив численные значения, получим:

$$H = 10^5 / (0,785 \cdot 65 \cdot 3,8^2 \cdot 0,95) = 143 \text{ м}.$$

Обычно высота скрубберов не превышает 40—50 м, поэтому для осуществления заданного процесса выберем 4 последовательно соединенных скруббера, в каждом из которых высота насадки равна 36 м.

Во избежание значительных нагрузок на нижние слои насадки ее укладывают в колонне ярусами по 20—25 решеток в каждом. Каждый ярус устанавливают на самостоятельные поддерживающие опоры, конструкции которых даны в справочнике [6]. Расстояние между ярусами хордовой насадки составляет обычно 0,3—0,5 м [4].

Принимая число решеток в каждом ярусе 25, а расстояние между ярусами 0,3 м, определим высоту насадочной части абсорбера:

$$H_n = H + 0,3(H/(0,25l) - 1) = 36 + 0,3(36/(25 \cdot 0,1) - 1) = 40 \text{ м.}$$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой Z_n определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера Z_b зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства (в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны). Согласно [12], примем эти расстояния равными соответственно 1,4 и 2,5 м. Тогда общая высота одного абсорбера

$$H_a = H_n + Z_b + Z_n = 40 + 1,4 + 2,5 = 43,9 \text{ м.}$$

5.1.8. Гидравлическое сопротивление абсорберов

Гидравлическое сопротивление ΔP обуславливает энергетические затраты на транспортировку газового потока через абсорбер. Величину ΔP рассчитывают по формуле [3]:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{bU} \quad (5.25)$$

где ΔP_c — гидравлическое сопротивление сухой (не орошаемой жидкостью) насадки, Па; U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; b — коэффициент, значения которого для различных насадок приведены ниже [3]

Насадка	b	Насадка	b
Кольца Рашига в укладку:		Кольца Палля (50 мм)	126
50 мм	173	Блоки керамические	151
80 мм	144	Седла «Инталокс»:	
100 мм	119	25 мм	33
Кольца Рашига внавал:		50 мм	28
25 мм	184	Седла Берля (25 мм)	30
50 мм	169		

Гидравлическое сопротивление сухой насадки ΔP_c определяют по уравнению

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{\omega_0^2}{2} \rho_y, \quad (5.26)$$

где λ — коэффициент сопротивления. Для хордовой насадки [10]:

$$\lambda = 6,64/\text{Re}_y^{0,375}, \quad (5.27)$$

$\omega_0 = \omega/\varepsilon$ — скорость газа в свободном сечении насадки (в м/с).

Подставив, получим:

$$\lambda = 6,64/2618^{0,375} = 0,347;$$

$$\Delta P_c = 0,347 \frac{144}{0,042} \frac{(1,15/0,68)^2 \cdot 0,464}{2} = 789 \text{ Па.}$$

Коэффициент сопротивления беспорядочных насадок, в которых пустоты распределены равномерно по всем направлениям (шары, седлообразная насадка), рекомендуется [3] рассчитывать по уравнению

$$\lambda = 133/\text{Re}_y + 2,34. \quad (5.28)$$

Коэффициент сопротивления беспорядочно насыпанных кольцевых насадок можно рассчитывать по формулам:

при ламинарном движении ($Re_y < 40$)

$$\lambda = 140/Re_y; \quad (5.29)$$

при турбулентном движении ($Re_y > 40$)

$$\lambda = 16/Re_y^{0.2}. \quad (5.30)$$

Коэффициент сопротивления регулярных насадок находят по уравнению

$$\lambda = \lambda_{тр} + \xi (d_s/l), \quad (5.31)$$

где $\lambda_{тр}$ — коэффициент сопротивления трению; ξ — коэффициент местного сопротивления:

$$\xi = 4,2/\varepsilon^2 - 8,1/\varepsilon + 3,9.$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ΔP равно:

$$\Delta P = 789 \cdot 10^{119 \cdot 0,00137} = 1148 \text{ Па}.$$

Общее сопротивление системы абсорберов определяют с учетом гидравлического сопротивления газопроводов, соединяющих их (см. гл. 1).

Анализ результатов расчета насадочного абсорбера показывает, что основное диффузионное сопротивление массопереносу в этом процессе сосредоточено в жидкой фазе, поэтому можно интенсифицировать процесс абсорбции, увеличив скорость жидкости. Для этого нужно либо увеличить расход абсорбента, либо уменьшить диаметр абсорбера. Увеличение расхода абсорбента приведет к соответствующему увеличению нагрузки на систему регенерации абсорбента, что связано с существенным повышением капитальных и энергетических затрат (возрастают расходы греющего пара и размеры теплообменной аппаратуры). Уменьшение диаметра абсорбера приведет к увеличению рабочей скорости газа, что вызовет соответствующее возрастание гидравлического сопротивления абсорберов. Ниже приведены результаты расчета абсорбера при рабочей скорости газа $\omega = 2,15$ м/с, практически вдвое превышающей принятую ранее:

Параметр	$\omega = 1,15$ м/с	$\omega = 2,15$ м/с
U , м ³ /(м ² ·с)	0,00137	0,00252
β_x , кг/(м ² ·с)	0,00111	0,00178
β_y , кг/(м ² ·с)	0,0061	0,01
R_y , кг/(м ² ·с)	0,000509	0,00082
F , м ²	100 000	61 900
d , м	3,8	2,8
H , м	144	163
ΔP , Па	1148	4920
Число абсорберов	4	5

Как видно из приведенных данных, повышение интенсивности процесса приводит к значительному уменьшению диаметра колонны при некотором возрастании высоты насадки и к существенному повышению гидравлического сопротивления.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры абсорбера некоторых явлений (таких как неравномерность распределения жидкости при орошении, обратное перемешивание, неизотермичность процесса и др.), которые в ряде случаев могут привести в расчет существенные ошибки. Эти явления по-разному проявляются в аппаратах с насадками разных типов. Оценить влияние каждого из них можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [3, 8]

5.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА

Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема аппарата, его стоимость и др.) выдвигаются требования, обусловленные спецификой производства: большой интервал устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, возможность использования тарелок в среде загрязненных жидкостей, возможность защиты от коррозии и т. п. Зачастую эти характеристики тарелок становятся преобладающими, определяющими пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе. Для предварительного выбора конструкции тарелок можно пользоваться данными, приведенными в табл. 5.2 [3; 11]. При выборе тарелки следует учитывать важнейшие показатели процесса. Тарелки, для которых одному из предъявленных требований соответствует балл 0, отвергаются; для остальных тарелок баллы суммируются. Самой пригодной можно считать тарелку с наибольшей суммой баллов.

В процессе предварительного выбора тарелок (их может оказаться 2—3 типа) надо рассмотреть оценки по отдельным показателям, обращая особое внимание на баллы 1 и 5, причем решение обычно является компромиссным между желательными и нежелательными характеристиками. При этом учитывают и такие факторы, как промышленный опыт эксплуатации, возможность быстрого изготовления и т. д. Окончательный выбор определяется технико-экономическим анализом.

При расчете движущей силы в аппаратах с переточными тарелками (ситчатыми, клапанными, колпачковыми и др.) необходимо учитывать влияние на нее взаимного направления потоков фаз, поперечной неравномерности потока жидкости, продольного перемешивания жидкости, уноса, продольного перемешивания газа по рекомендациям, приведенным в литературе [5]. Пример такого расчета рассмотрен в гл. 6.

Ниже в качестве примера приведен расчет абсорбера с тарелками провального типа.

Таблица 5.2. Сравнительная характеристика тарелок

Показатель	Тип тарелки									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Нагрузки по жидкости и газу:										
большие	2	1	3	4	4	4	4	4	2	4
малые	3	3	3	2	3	5	5	5	4	2
Большая область устойчивой работы	4	3	4	4	5	5	5	5	4	1
Малое гидравлическое сопротивление	0	0	0	3	2	3	2	2	3	4
Малый брызгоунос	1	1	2	3	3	3	4	3	5	4
Малый запас жидкости	0	0	0	3	4	3	3	3	3	4
Малое расстояние между тарелками	3	2	3	4	5	4	4	4	5	5
Большая эффективность	4	3	4	4	4	5	4	5	5	4
Большая интенсивность	2	1	3	4	5	4	4	4	5	4
Реагирование на изменение нагрузок	3	2	4	3	4	5	5	5	3	1
Малые капитальные затраты	1	2	1	3	4	3	4	3	3	4
Малый расход металла	2	2	3	4	3	4	4	3	3	5
Легкость осмотра, чистки и ремонта	2	1	3	3	2	3	3	2	1	5
Легкость монтажа	1	1	3	4	2	4	4	3	3	5
Возможность обработки взвесей	1	0	0	1	0	1	1	1	0	4
Легкость пуска и остановки	4	4	4	2	3	4	5	4	4	2
Возможность отвода тепла	1	1	1	3	0	2	2	2	3	3
Возможность использования в агрессивных средах	2	1	2	3	2	2	2	2	1	4

Показатель	Тип тарелки									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Нагрузки по жидкости и газу:										
большие	4	5	4	4	4	4	5	4	5	4
малые	3	2	3	3	4	3	1	4	1	3
Большая область устойчивой работы	1	1	2	3	4	3	3	4	3	3
Малое гидравлическое сопротивление	3	4	3	3	4	3	5	3	4	4
Малый брызгоунос	4	4	4	4	4	4	5	3	5	5
Малый запас жидкости	3	4	2	3	3	5	5	3	5	5
Малое расстояние между тарелками	5	4	4	5	5	4	4	4	4	4
Большая эффективность	4	3	4	4	4	3	3	4	4	4
Большая интенсивность	4	4	4	4	4	4	5	4	5	4
Реагирование на изменение нагрузок	1	0	2	3	3	3	3	3	3	3
Малые капитальные затраты	5	5	2	3	4	4	4	4	4	4
Малый расход металла	5	2	4	5	4	5	5	4	5	5
Легкость осмотра, чистки и ремонта	4	4	3	4	3	3	3	3	3	3
Легкость монтажа	5	2	3	5	5	4	4	4	4	4
Возможность обработки взвесей	3	5	3	4	4	2	2	1	2	2
Легкость пуска и остановки	3	2	3	3	3	3	3	3	3	3
Возможность отвода тепла	3	5	3	3	2	0	0	0	0	0
Возможность использования в агрессивных средах	4	3	2	4	3	2	2	2	2	2

Примечания. 1. Обозначение типов тарелок: 1 — колпачковая с круглыми колпачками; 2 — колпачковая с прямоугольными колпачками; 3 — «Юнифлак»; 4 — ситчатая с переливом; 5 — ситчатая с направляющими отбойниками; 6 — клапанная с круглыми клапанами; 7 — клапанная с прямоугольными клапанами; 8 — балластная; 9 — колпачково-ситчатая; 10 — решетчатая провальная; 11 — дырчатая провальная; 12 — трубчатая провальная; 13 — волнистая провальная; 14 — провальная с разной перфорацией; 15 — Киттеля; 16 — чешуйчатая; 17 — пластинчатая; 18 — Гипронефтемаша; 19 — каскадная; 20 — Вентури. 2. Соответствие каждой тарелки тому или иному показателю оценено по следующей шкале: 0 — не пригодна; 1 — сомнительно пригодна (целесообразно рассмотреть возможность замены другим типом тарелки); 2 — пригодна; 3 — вполне пригодна; 4 — хорошо пригодна; 5 — отлично пригодна.

Массу улавливаемых бензолных углеводородов и расход поглотительного масла определяют так же, как для насадочного абсорбера (см. разд. 5.1.1).

В колоннах с провальными тарелками с достаточной достоверностью можно принять движение газа соответствующим модели идеального вытеснения и полное перемешивание жидкости на каждой ступени. В этом случае, пренебрегая влиянием уноса жидкости, при большом числе тарелок в колонне (больше 8—10 шт.) движущую силу можно рассчитывать как для противоточного аппарата с непрерывным контактом фаз. Оценочный расчет показывает, что в нашем примере число тарелок велико, поэтому можно воспользоваться указанным приближением и определить движущую силу как среднелогарифмическую разность концентраций (см. разд. 5.1.2).

5.2.1. Скорость газа и диаметр абсорбера

Скорость газа в интервале устойчивой работы провальных тарелок может быть определена с помощью уравнения [1, 3]:

$$Y = Be^{-AX} \quad (5.32)$$

Здесь

$$Y = \frac{\omega^2}{gd_s F^2} \frac{\rho_y}{\rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_b} \right)^{0,16} \quad X = (L/G)^{1/4} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{1/8}$$

где ω — скорость газа в колонне, м/с; d_s — эквивалентный диаметр отверстий или щели в тарелке, м; F_c — доля свободного сечения тарелки, м²/м²; μ_x , μ_b — вязкость соответственно поглотительного масла при температуре в абсорбере и воды при температуре 20 °С, Па·с.

Подставив, получим:

$$X = (16,44/5,577)^{1/4} (0,464/1060)^{1/8} = 0,498.$$

Коэффициент B равен 2,95 для нижнего и 10 — для верхнего пределов нормальной работы тарелки. Наиболее интенсивный режим работы тарелок соответствует верхнему пределу, когда $B=10$, однако с учетом возможного колебания нагрузок по газу принимают $B=6-8$.

Приняв коэффициент $B=8$, получим:

$$Y = 8 \cdot 2,72^{-4 \cdot 0,498} = 1,092.$$

По каталогу [12] (см. Приложение 5.1) выберем решетчатую провальную тарелку со свободным сечением $F_c=0,2$ м²/м² и шириной щели $\delta=6$ мм; при этом $d_s = 2\delta = 2 \cdot 0,006 = 0,012$ м. Тогда

$$Y = \frac{\omega^2}{9,8 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{0,464}{1060} \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} \right)^{0,16} = 1,092.$$

Отсюда $\omega = 2,74$ м/с.

Для *ситчатых тарелок* рабочую скорость газа можно рассчитать по уравнению [7]

$$\omega = 0,05 \sqrt{\rho_x / \rho_y}. \quad (5.33)$$

Для *клапанных тарелок*

$$\left(\frac{\omega}{F_c} \right)^{1,85} = \frac{G}{S_o} \frac{2g}{\xi \rho_y}, \quad (5.34)$$

где G — масса клапана, кг; S_o — площадь отверстия под клапаном, м²; ξ — коэффициент сопротивления, который может быть принят равным 3. По ГОСТ 16452—79 диаметр отверстия под клапаном равен 40 мм, масса клапана 0,04 кг.

Для *колпачковых тарелок* предельно допустимую скорость рекомендуется рассчитывать по уравнению [1]

$$\omega = \frac{0,0155}{d_k^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y} h_k}. \quad (5.35)$$

где d_k — диаметр колпачка, м; h_k — расстояние от верхнего края колпачка до вышерасположенной тарелки, м.

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода (5.10):

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \cdot \frac{273 + 30}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 2,74}} = 2,47 \text{ м.}$$

Принимаем [6] (см. разд. 5.1.4) стандартный диаметр обечайки абсорбера $d=2,6$. При этом действительная скорость газа в колонне

$$\omega = 2,74 (2,47/2,6)^2 = 2,47 \text{ м/с.}$$

5.2.2. Коэффициент массопередачи

Обычно расчеты тарельчатых абсорберов проводят по модифицированному уравнению массопередачи, в котором коэффициенты массопередачи для жидкой K_{xf} и газовой K_{yf} фаз относят к единице рабочей площади тарелки:

$$M = K_{xf} F \Delta \bar{X}_{cp} = K_{yf} F \Delta \bar{Y}_{cp}, \quad (5.36)$$

где M — масса передаваемого вещества через поверхность массопередачи в единицу времени, кг/с; F — суммарная рабочая площадь тарелок в абсорбере, m^2 .

Необходимое число тарелок n определяют делением суммарной площади тарелок F на рабочую площадь одной тарелки f :

$$n = F/f. \quad (5.37)$$

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнениям аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_{x1} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{x1}} + \frac{1}{m\beta_{y1}}}; \quad K_{y1} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{y1}} + \frac{m}{\beta_{x1}}}, \quad (5.38)$$

где β_{x1} и β_{y1} — коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки соответственно для жидкой и газовой фаз, кг/($m^2 \cdot c$).

В литературе приводится ряд зависимостей для определения коэффициентов массоотдачи. На основании сопоставительных расчетов рекомендуем использовать обобщенное критериальное уравнение [13], применимое для различных конструкций барботажных тарелок:

$$Nu' = A Pe'^{0.5} Gc \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0.5} \quad (5.39)$$

При этом для жидкой фазы

$$Nu'_x = \frac{\beta_{x1} l}{D_x}; \quad Pe'_x = \frac{Ul}{(1-\epsilon) D_x};$$

для газовой фазы

$$Nu'_y = \frac{\beta_{y1} l}{F_c D_y}; \quad Pe'_y = \frac{\omega l}{\epsilon D_y},$$

где A — коэффициент; D_x , D_y — коэффициенты молекулярной диффузии распределяемого компонента соответственно в жидкости и газе, m^2/c ; $U/(1-\epsilon)$, ω/ϵ — средние скорости жидкости и газа в барботажном слое, м/с; ϵ — газосодержание барботажного слоя, m^3/m^3 ; $Gc = \Delta P_n / (\rho_x g l)$ — критерий гидравлического сопротивления, характеризующий относительную величину удельной поверхности массопередачи на тарелке; $\Delta P_n = \rho_x g h_0$ — гидравлическое сопротивление барботажного газожидкостного слоя (пены) на тарелке, Па; h_0 — высота слоя светлой (неаэрированной) жидкости на тарелке, м; l — характерный линейный размер, равный среднему диаметру пузырька или газовой струи в барботажном слое, м.

В интенсивных гидродинамических режимах характерный линейный размер l становится, по данным ряда авторов [13], практически постоянной величиной, мало зависящей от скоростей фаз и их физических свойств. В этом случае критериальные уравнения, решенные относительно коэффициентов массоотдачи, приводятся к удобному для расчетов виду:

$$\beta_{x1} = 6.24 \cdot 10^5 D_x^{0.5} \left(\frac{U}{1-\epsilon} \right)^{0.5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0.5} \quad (5.40)$$

$$\beta_{y1} = 6.24 \cdot 10^5 D_y^{0.5} \left(\frac{\omega}{\epsilon} \right)^{0.5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0.5} \quad (5.41)$$

5.2.3. Высота светлого слоя жидкости

Высоту светлого слоя жидкости на тарелке h_0 находят из соотношения [3]:

$$\Delta P_n = g\rho_x h_0 = g\rho_x(1 - \varepsilon)h_n, \quad (5.42)$$

где h_n — высота газожидкостного барботажного слоя (пены) на тарелке, м. Отсюда

$$h_0 = (1 - \varepsilon) h_n.$$

Высоту газожидкостного слоя для провальных тарелок определяют из уравнения [3]

$$Fr = \frac{0,0011B}{C} \frac{\rho_x}{\rho_y}, \quad (5.43)$$

где $Fr = \omega_0^2 / (gh_n)$ — критерий Фруда; ω_0 — скорость газа в свободном сечении (щелях) тарелки, м/с; B — коэффициент — см. уравнение (5.32); C — величина, равная

$$C = \left(\frac{U^6 \mu_x^2 \rho_x}{g\sigma^3} \right)^{0,067} \quad (5.44)$$

Плотность орошения U для провальных тарелок без переливных устройств равна:

$$U = L / (\rho_x \cdot 0,785d^2). \quad (5.45)$$

Отсюда получим:

$$U = 16,44 / (1060 \cdot 0,785 \cdot 2,6^2) = 0,0029 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тогда

$$C = \frac{0,0029^6 (16,5 \cdot 10^{-3})^2 1060}{9,8 (29 \cdot 10^{-3})^3} = 0,165.$$

Пересчитаем коэффициент B (который ранее был принят равным 8) с учетом действительной скорости газа в колонне:

$$B = 8 (2,47/2,74)^2 = 6,5.$$

Тогда

$$Fr = 0,0011 \cdot 6,5 \cdot 1060 / (0,165 \cdot 0,464) = 99.$$

Отсюда находим высоту газожидкостного слоя:

$$h_n = \frac{\omega_0^2}{g Fr} = \frac{\omega^2}{F_c^2 g Fr} = \frac{2,47}{0,2^2 \cdot 9,8 \cdot 99} = 0,157.$$

Газосодержание барботажного слоя находят по уравнению [3]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{F_c} \cdot Fr^{0,2}} = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{0,2} \cdot 99^{0,2}} = 0,812 \text{ м}^3 / \text{м}^3. \quad (5.46)$$

Тогда высота светлого слоя жидкости:

$$h_0 = (1 - 0,812) 0,157 = 0,0295 \text{ м}.$$

Для барботажных тарелок других конструкций газосодержание можно находить по единому уравнению [3]

$$\varepsilon = \sqrt{Fr} / (1 + \sqrt{Fr}), \quad (5.47)$$

где $Fr = \omega^2 / (gh_0)$.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно находить по уравнению [3]:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} - 0,0135\omega \sqrt{\rho_y} + 2,46q, \quad (5.48)$$

где $h_{\text{пер}}$ — высота переливной перегородки, м; q — линейная плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{с})$, равная $q=Q/L_c$; Q — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; L_c — периметр слива (ширина переливной перегородки), м.

Для *ситчатых и клапанных тарелок* в практических расчетах можно пользоваться уравнением [3]

$$h_0 = 0,787q^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} \omega^m [1 - 0,31 \exp(-0,11\mu_x)] (\sigma_x/\sigma_a)^{0,09}, \quad (5.49)$$

где m — показатель степени, равный 0,05—4,6 $h_{\text{пер}}$; здесь μ_x — в МПа·с, σ_x, σ_a — в МН/м.

5.2.4. Коэффициенты массоотдачи

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии бензольных углеводородов в масле D_x и газе D_y (см. разд. 5.1.6), вычислим коэффициенты массоотдачи:

$$\beta_{xj} = 6,24 \cdot 10^6 (1,15 \cdot 10^{-10})^{0,5} \left(\frac{0,0029}{1 - 0,812} \right)^{0,5} 0,0295 \left(\frac{0,0127}{16,5 + 0,0127} \right)^{0,5} = 0,000678 \text{ м/с};$$

$$\beta_{yj} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,2 (1,17 \cdot 10^{-5})^{0,5} \left(\frac{2,47}{0,812} \right)^{0,5} 0,0295 \left(\frac{0,0127}{16,5 + 0,0127} \right)^{0,5} = 0,61 \text{ м/с}.$$

Выразим β_{xj} и β_{yj} в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_{xj} = 0,000678 (\rho_x - c_{x\text{ср}}) = 0,000678 (1060 - 16,2) = 0,709 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\beta_{yj} = 0,61 (\rho_y - y_{\text{ср}}) = 0,61 (0,464 - 0,0185) = 0,272 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Коэффициент массопередачи

$$K_{yj} = \frac{1}{1/0,272 + 2/0,709} = 0,154 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

5.2.5. Число тарелок абсорбера

Число тарелок абсорбера находим по уравнению (5.37). Суммарная поверхность тарелок

$$F = 0,457 / (0,154 \cdot 0,009) = 330 \text{ м}^2$$

Рабочую площадь тарелок с перетоками j определяют с учетом площади, занятой переливными устройствами:

$$j = \varphi \cdot 0,785d^2, \quad (5.50)$$

где φ — доля рабочей площади тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; d — диаметр абсорбера, м.

Рабочую площадь j провальной тарелки можно принять равной сечению абсорбера, т. е. $\varphi = 1$

Тогда требуемое число тарелок

$$n = 330 / (0,785 \cdot 2,6^2) = 63.$$

5.2.6. Выбор расстояния между тарелками и определение высоты абсорбера

Расстояние между тарелками принимают равным или несколько большим суммы высот барботажного слоя (пены) h_n и сепарационного пространства h_c :

$$h \geq h_n + h_c. \quad (5.51)$$

Высоту сепарационного пространства вычисляют, исходя из допустимого брызгоуноса с тарелки, принимаемого равным 0,1 кг жидкости на 1 кг газа. Рекомендо-

ваны [3] расчетные уравнения для определения брызгоуноса e (кг/кг) с тарелок различных конструкций. Для провальных и клапанных тарелок

$$e = A f w^m / h_c^n, \quad (5.52)$$

где f — поправочный множитель, учитывающий свойства жидкости и равный 0,0565 $(\rho_x/\sigma)^{1.1}$; σ — в мН/м; коэффициент A и показатели степени m и n приведены ниже:

Тарелка	A	m	n
Провальная (дырчатая, решетчатая, волнистая)	$1,4 \cdot 10^{-4}$	2,56	2,56
Клапанная и балластная	$8,5 \cdot 10^{-5}$	2,15	2,5

Для тарелок других конструкций брызгоунос рассчитывают по уравнениям, приведенным ниже.

Для ситчатых тарелок

$$e = 0,000077 (73/\sigma) (w/h_c)^{3.2} \quad (5.53)$$

Для колпачковых тарелок унос жидкости можно определять по следующей зависимости [3]:

$$3600 E h_c^{2.59} \mu_c \sigma^{0.4} = f (w \sqrt{\rho_y / \rho_x}), \quad (5.54)$$

где E — масса жидкости, уносимой с 1 м² рабочей площади сечения колонны (за вычетом переливного устройства), кг/(м²·с); μ_c — в мПа·с; σ — в мН/м.

Графическая зависимость функции (5.54) приведена на рис. 5.5.

Для провальных тарелок по уравнению (5.52) найдем:

$$0,1 = 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 5,65 \cdot 10^{-2} (1060/20)^{1.1} (2,47^{2.56} / h_c^{2.56}).$$

Решая относительно h_c , получим $h_c = 0,343$ м. Тогда расстояние между тарелками

$$h = 0,157 + 0,343 = 0,5 \text{ м.}$$

Расстояние между тарелками стальных колонных аппаратов следует выбирать из ряда: 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200 мм.

Выберем расстояние между тарелками абсорбера $h = 0,5$ м. Тогда высота тарельчатой части абсорбера

$$H_s = (n - 1) h = (63 - 1) 0,5 = 31 \text{ м.}$$

Примем (см. разд. 5.1.7) расстояние между верхней тарелкой и крышкой абсорбера 2,5 м; расстояние между нижней тарелкой и днищем абсорбера 4,0 м. Тогда общая высота абсорбера

$$H_a = 31 + 2,5 + 4,0 = 37,5 \text{ м.}$$

5.2.7. Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера

Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера определяют по формуле

$$\Delta P_a = n \Delta P. \quad (5.55)$$

Полное гидравлическое сопротивление одной тарелки ΔP складывается из трех слагаемых:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_n + \Delta P_a. \quad (5.56)$$

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки

$$\Delta P_c = \xi w^3 \rho_y / (2 F_c^2). \quad (5.57)$$

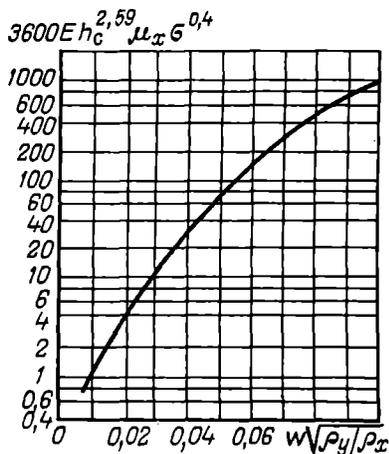


Рис. 5.5. График для определения уноса на колпачковых тарелках

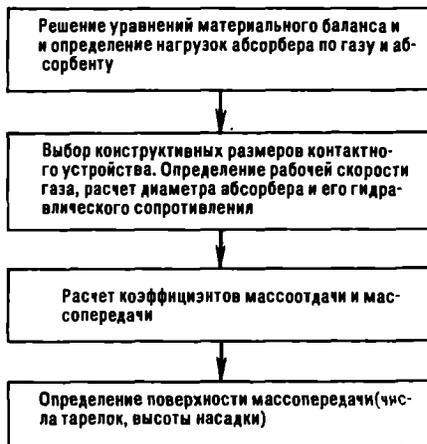


Рис. 5.6. Схема расчета абсорбционных аппаратов

Значения коэффициентов сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены ниже [3, 5]

Тарелка	ξ
Колпачковая	4,0—5,0
Клапанная	3,6
Ситчатая	1,1—2,0
Провальная с щелевидными отверстиями	1,4—1,5

Принимая $\xi = 1,5$, получим:

$$\Delta P_c = 1,5 \cdot 2,47^2 \cdot 0,464 / (0,2^2 \cdot 2) = 53,0 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя (пены) на тарелке

$$\Delta P_n = g \rho_s h_n; \quad \Delta P_n = 9,8 \cdot 1060 \cdot 0,0295 = 306 \text{ Па.} \quad (5.58)$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения [3]

$$\Delta P_a = 4\sigma/d_s; \quad \Delta P_a = 4 \cdot 20 \cdot 10^{-3} / 0,012 = 6,7 \text{ Па.} \quad (5.59)$$

Тогда полное гидравлическое сопротивление

$$\Delta P = 53 + 306 + 6,7 = 365,7 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера

$$\Delta P_a = 365,7 \cdot 63 = 23\,040 \text{ Па.}$$

5.3. СРАВНЕНИЕ ДАННЫХ РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО И ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРОВ

Результаты расчетов насадочного и тарельчатого абсорберов приведены ниже:

Параметр	Насадочный абсорбер	Тарельчатый абсорбер
Диаметр, м	3,8	2,6
Высота, м	43,9	37,5
Объем, м ³	1991	199
Число абсорберов, шт.	4	1
Скорость газа, м/с	1,15	2,47
Гидравлическое сопротивление контактных элементов, Па	1148	23 040

Сравнение этих данных и их анализ показывают, что применение тарельчатого абсорбера позволяет существенно сократить размеры колонн, однако при этом значительно возрастают энергетические затраты на преодоление газовым потоком сопротивления абсорбера. Окончательное решение о применении того или иного типа аппаратов может дать лишь полный сравнительный технико-экономический расчет.

Учет влияния на процесс массопередачи таких явлений, как брызгоунос в тарельчатых колоннах, перемешивание и байпасирование потоков, показан на примере расчета процесса ректификации (см. гл. 6).

На рис. 5.6 дана схема расчета насадочных и тарельчатых аппаратов для проведения процесса физической абсорбции, не осложненной химической реакцией, протекающими одновременно тепловыми процессами (неизотермическая абсорбция), процессами, связанными с промежуточным отбором или рециркуляцией жидкости, существенно отражающимися на структуре потоков.

Примеры расчетов осложненных процессов абсорбции приведены в монографии [3].

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 5.1. Конструкции колонных аппаратов

Колонные аппараты предназначены для проведения процессов тепло- и массообмена (ректификация, дистилляция, абсорбция, десорбция) в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности.

Колонные аппараты изготовляют диаметром 400—4000 мм: для работы под давлением до 16 кгс/см² (1,6 МПа) — в царговом (на фланцах) исполнении корпуса, для работы под давлением до 40 кгс/см² (4,0 МПа), под атмосферным давлением или под вакуумом (с остаточным давлением не ниже 10 мм рт. ст.) — в цельносварном исполнении корпуса.

В зависимости от диаметра колонные аппараты изготовляют с тарелками различных типов.

Колонные аппараты диаметром 400—4000 мм оснащают стандартными контактными и распределительными тарелками, опорными решетками (для насадочных аппаратов), опорами, люками, поворотными устройствами, днищами и фланцами.

Колонные аппараты диаметром 400—800 мм с насыпной насадкой изготовляют в царговом исполнении. Для равномерного распределения жидкости по поверхности насадки аппараты оснащены распределительными тарелками типа ТСН-III и перераспределительными типа ТСН-II. Каждый ярус насадки опирается на опорную решетку.

Колонные аппараты диаметром 1000—2800 мм с насыпной насадкой изготовляют с цельносварным корпусом и съёмной крышкой. Для равномерного распределения жидкости по поверхности насадки аппараты оснащены распределительными тарелками типа ТСН-III и перераспределительными типа ТСН-II.

Распределительную тарелку типа ТСН-III устанавливают в верхней части аппарата, перераспределительную типа ТСН-II — под опорной решеткой для насадки (кроме нижней опорной решетки). Каждый ярус насадки опирается на опорную решетку. Высоту яруса насадки указывает заказчик. Для каждого яруса насадки на корпусе аппарата имеется два люка диаметром 500 мм каждый.

На корпусе цельносварного тарельчатого аппарата предусмотрены люки для обслуживания тарелок. Люки рекомендуется предусматривать для каждых 5—10 тарелок, располагая их попеременно с диаметрально противоположных сторон корпуса.

Люки изготовляют по ОСТ 26-2000—77 — ОСТ 26-2015—77.

Для колонн диаметром 1000—1600 мм рекомендуются диаметр люка 500 мм, расстояние между тарелками в месте установки люка 800 мм; для колонн диаметром свыше 1600 мм диаметр люка 600 мм, расстояние между тарелками в месте установки люка 800 и 1000 мм. Для обслуживания тарелок типов ТКП и ТСО рекомендуемый диаметр люка 450 или 500 мм.

Минимальные толщины стенок корпуса колонного аппарата зависят от диаметра аппарата:

Диаметр аппарата, мм	1000—1800	2000—2600	2800—3200	3400—3800	4000
Толщина стенки, мм	10	12	14	18	24

Типы колонных тарельчатых аппаратов [12] приведены в таблице ниже.

Типы колонных тарельчатых аппаратов

Тип тарелки	Ряд диаметров колонных аппаратов, мм									
	400	500	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000
КСК (с колпачковыми тарелками)										
ТСК-I (ОСТ 26-01-282—74)	+	+	+	+	+					
ТСК-Р (ОСТ 26-808—73)					+	+				
ТСК-РЦ, ТСК-РБ (ОСТ 26-1111—74)							+	+	+	+
КСС (с ситчатыми тарелками)										
ТС, ТС-Р, ТС-Р2, ТС-РЦ, ТС-РБ (ОСТ 26-805—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
КСР (с решетчатыми тарелками)										
ТСР (ОСТ 26-675—72)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
ТР (ОСТ 26-666—72)										+
КСН (с насыпной насадкой)										
ТСН-II, ТСН-III (ОСТ 26-705—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
ККП (с клапанными тарелками)										
ТКП однопоточные						+	+	+	+	
ТКП двухпоточные (ОСТ 26-02-1401—77)										+

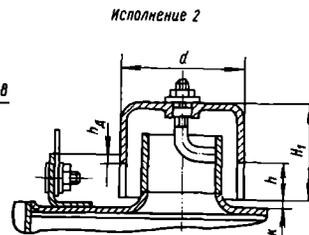
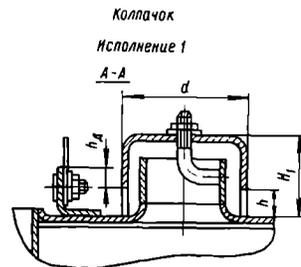
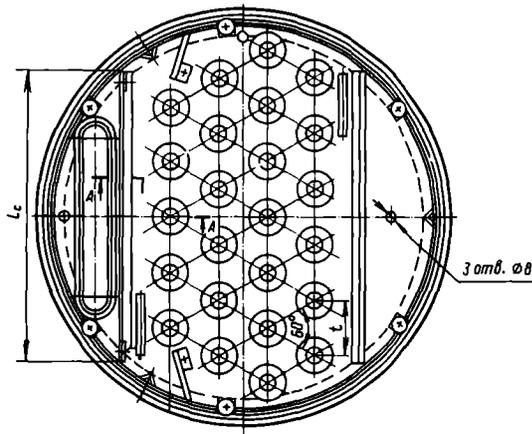
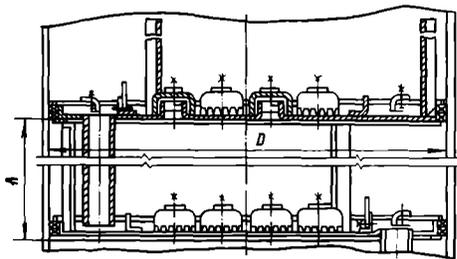
Тип тарелки	Ряд диаметров колонных аппаратов, мм									
	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600	3800	4000
КСК (с колпачковыми тарелками)										
ТСК-I (ОСТ 26-01-282—74)										
ТСК-Р (ОСТ 26-808—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
ТСК-РЦ, ТСК-РБ (ОСТ 26-1111—74)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
КСС (с ситчатыми тарелками)										
ТС, ТС-Р, ТС-Р2, ТС-РЦ, ТС-РБ (ОСТ 26-805—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
КСР (с решетчатыми тарелками)										
ТСР (ОСТ 26-675—72)										
ТР (ОСТ 26-666—72)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
КСН (с насыпной насадкой)										
ТСН-II, ТСН-III (ОСТ 26-705—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
ККП (с клапанными тарелками)										
ТКП однопоточные	+	+	+	+	+	+	+	+	+	
ТКП двухпоточные (ОСТ 26-02-1401—77)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+

Приложение 5.2. Тарелки колонных аппаратов

Техническая характеристика колпачковых тарелок типа ТСК-1

Диаметр колонны D , мм	Свободное сечение колонны, m^2	Длина линии барботажа, м	Периметр слива L_r , м	Площадь слива, m^2	Площадь паровых патрубков, m^2	Относительная площадь для прохода паров, %	h_d при h	
							15:20	30
400	0,126	1,33	0,302	0,005	0,008	6,35	5—30	5—40
500	0,196	2,45	0,4	0,007	0,015	8		
600	0,28	3,25	0,48	0,012	0,027	10		
800	0,503	6	0,57	0,021	0,049	9,7		
1000	0,78	9,3	0,8	0,05	0,073	9		

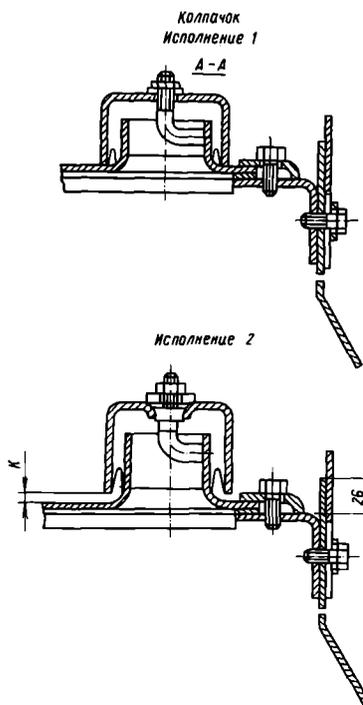
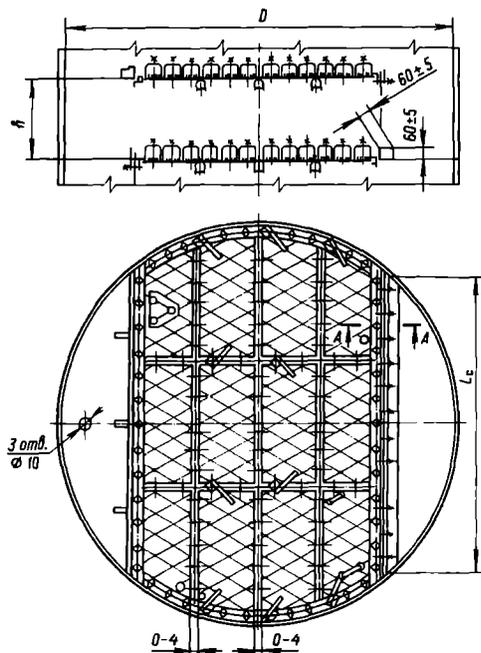
Диаметр колонны D , мм	Число колпачков	Диаметр колпачка d , мм	Шаг t , мм	Исполнение колпачка					Масса колпачка в кг (при $h = 20$ мм, $H_r = 300$ мм) для исполнения	
				1		2				
				H_1 , мм	h , мм	H_1 , мм	h , мм	k , мм	1	2
400	7	60	90	50		60			10	10,7
500	13	60	90	50		60			13	13,88
600	13	80	110	55	15:20	70	20:30	0—10	18	21,3
800	24	80	110	55		70			28	30,4
1000	37	80	110	55		70			39	42,7



Техническая характеристика колпачковых тарелок типа ТСК-Р

Параметры	Диаметр колонны D , мм						
	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
Свободное сечение колонны, m^2	0,78	1,13	1,54	2,01	2,54	3,14	3,81
Длина линии барботажа, м	10,8	12,3	15,4	20,7	25,8	36,4	44,6
Периметр слива L_c , м	0,665	0,818	1,09	1,238	1,419	1,455	1,606
Сечение перелива, m^2	0,064	0,099	0,198	0,269	0,334	0,33	0,412
Свободное сечение тарелки, m^2	0,09	0,129	0,162	0,219	0,272	0,385	0,471
Относительная площадь для прохода паров F_c , %	11,5	11,4	10,5	10,9	10,7	12,2	12,3
Масса, кг	57,8	68,6	90,3	118,3	146	179,3	211,6

Параметры	Диаметр колонны D , мм						
	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600
Свободное сечение колонны, m^2	4,52	5,31	6,16	7,07	8,04	9,08	10,18
Длина линии барботажа, м	52,8	60,3	72,8	80,4	75,4	83,8	87,6
Периметр слива L_c , м	1,775	2,032	2,096	2,39	2,36	2,62	2,88
Сечение перелива, m^2	0,505	0,674	0,686	0,902	0,88	1,128	1,441
Свободное сечение тарелки, m^2	0,557	0,638	0,769	0,849	1,18	1,32	1,37
Относительная площадь для прохода паров F_c , %	12,3	12,1	12,5	12,1	14,6	14,5	13,5
Масса, кг	240,8	305	349,7	355	509	546	582

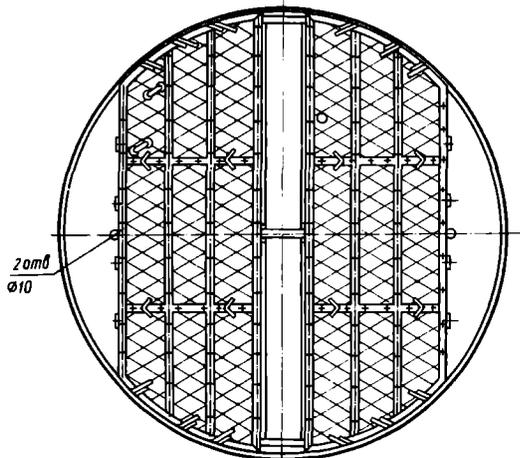
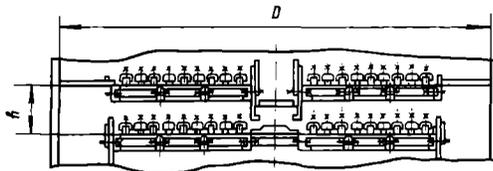


Техническая характеристика колпачковых тарелок типов ТСК-РЦ и ТСК-РБ

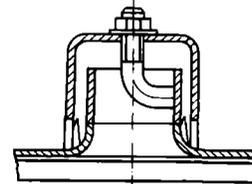
Параметры	Диаметр колонны D , мм				
	1400	1600	1800	2000	2200
Свободное сечение колонны, m^2	1,54	2,01	2,54	3,14	3,8
Длина линии барботажа, м	15,1	16,97	23,88	27,65	37,7
Периметр слива L_c , м	2,34/1,932	2,74/2,22	3,15/2,304	3,55/2,792	3,95/2,77
Сечение перелива, m^2	0,211/0,251	0,259/0,311	0,277/0,334	0,404/0,536	0,426/0,464
Свободное сечение тарелки, m^2	0,134	0,179	0,252	0,292	0,398
Относительная площадь для прохода паров F_c , %	8,7	8,91	9,92	9,3	10,44
Масса, кг	140/136	161/155	184/176	242/233	308/298

Параметры	Диаметр колонны D , мм				
	2400	2600	2800	3200	3600
Свободное сечение колонны, m^2	4,52	5,31	6,16	8,04	10,18
Длина линии барботажа, м	49,02	55,3	67,87	62,2	83,84
Периметр слива L_c , м	4,35/2,824	4,75/3,368	5,15/3,412	5,95/4,446	6,75/4,896
Сечение перелива, m^2	0,444/0,458	0,582/0,696	0,629/0,674	1,064/1,372	1,273/1,582
Свободное сечение тарелки, m^2	0,518	0,584	0,717	0,975	1,318
Относительная площадь для прохода паров F_c , %	11,45	11	11,63	12,13	12,95
Масса, кг	362/340	373/356	443/441	593/557	694/668

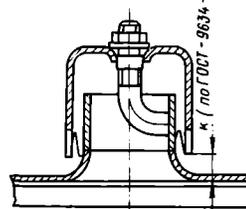
Примечание. Числитель — для колонны типа ТСК-РЦ, знаменатель — типа ТСК-РБ.



Колпачок
Исполнение 1

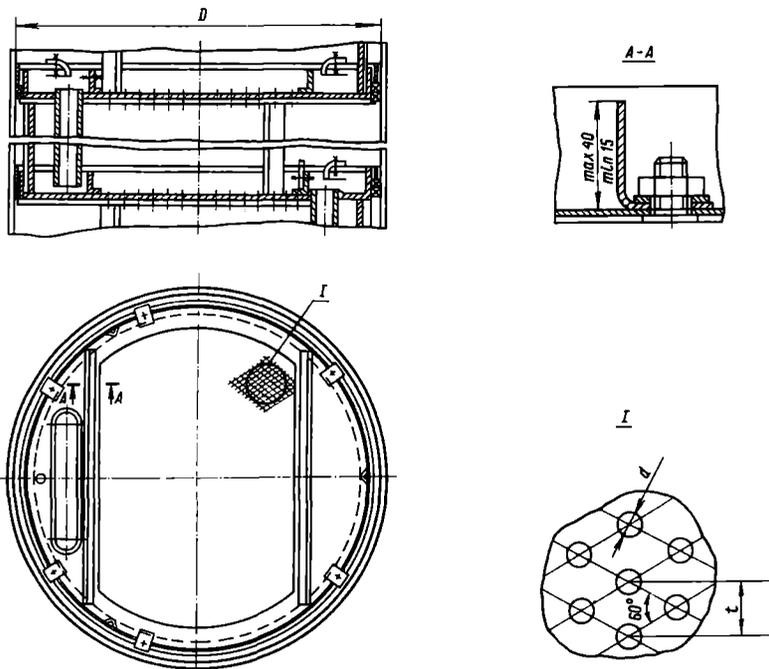


Исполнение 2
(по ГОСТ 9834-75)



Техническая характеристика ситчатых тарелок типа ТС

Диаметр колоны D , мм	Свободное сечение колоны, м ²	Рабочее сечение тарелки, м ²	Диаметр отверстия d , мм				Сечение перелива, м ²	Относительная площадь перелива, %	Периметр слива L_c , м	Масса, кг
			3	4	5	8				
			Шаг между отверстиями l , мм							
			7—12	8—13	10—18	16—25				
			Относительное свободное сечение тарелки F_c , %							
400	0,126	0,054	6,62—2,26	9,1—2,56	9,1—2,78	9,1—3,7	0,004	3,81	0,302	8,2
500	0,196	0,089	7,57—2,62	10,3—2,93	10,3—3,18	10,3—4,22	0,1	3,6	0,4	10
600	0,28	0,14	8,2—2,8	11,2—3,2	11,2—3,46	11,2—4,6	0,1	4,3	0,48	13,6
800	0,51	0,41	10,25—3,49	14—3,96	13,9—4,3	14—5,7	0,016	4,1	0,57	21
1000	0,785	0,713	10—3,38	13,6—3,86	13,6—4,2	13,6—5,55	0,036	4,6	0,8	41,5



Техническая характеристика ситчатых тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2

Диаметр колоны D , мм	Свободное сечение колоны, м ²	Тип тарелки	Рабочее сечение тарелки	Диаметр отверстия d , мм				Сечение перелива, м ²	Относительная площадь перелива, %	Периметр слива L_c , м	Масса, кг
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями l , мм							
				7—12	8—15	10—17	16—25				
				Относительное свободное сечение тарелки F_c , %							
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1200	1,13	ТС-Р	1,01	8,4—2,75	11,1—3,13	11,1—3,4	11,1—4,5	0,06	5,3	0,722	62
		ТС-Р2	0,896	7,65—2,6	10,4—2,97	10,4—3,25	10,4—4,28	0,117	10,53	0,884	58
1400	1,54	ТС-Р	1,368	8,5—3,48	13,9—3,96	13,9—4,3	13,9—5,71	0,087	5,65	0,86	72
		ТС-Р2	1,072	8,5—3,23	12,9—3,67	12,9—3,99	12,9—5,29	0,234	19,2	1,135	73

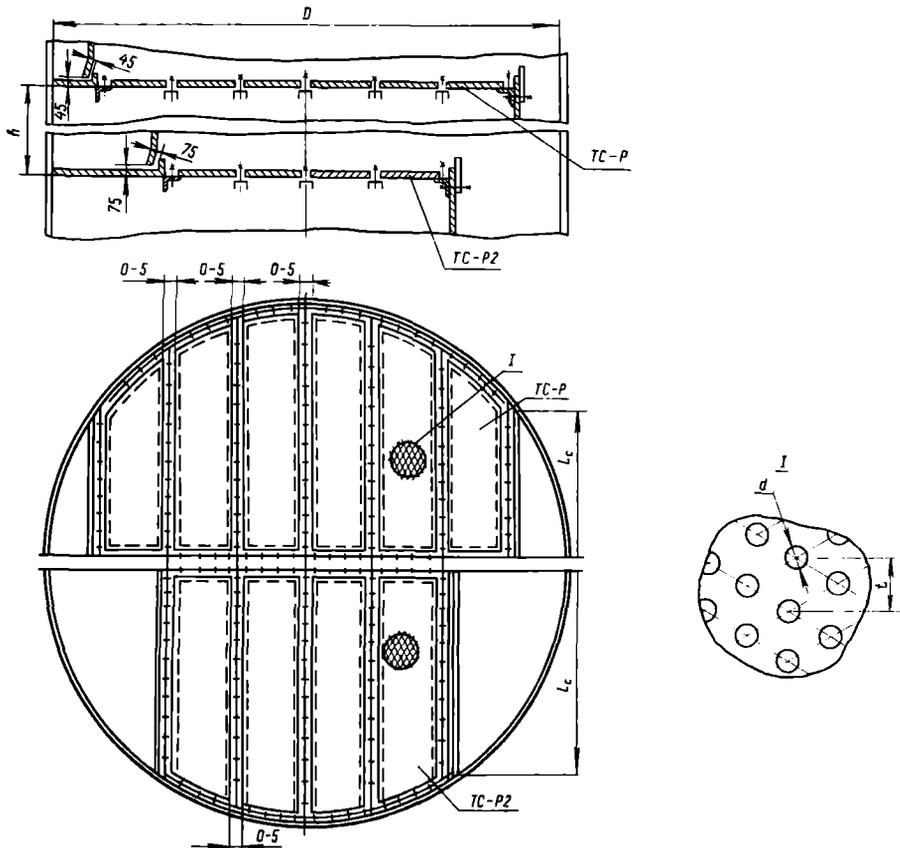
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1600	2,01	ТС-Р	1,834	10,4—3,58	14,7—4,06	14,7—4,42	14,7—5,86	0,088	4,4	0,795	89
		ТС-Р2	1,426	10,3—3,5	14,1—3,98	14,1—4,32	14,1—5,74	0,292	14,5	1,28	85
1800	2,54	ТС-Р	2,294	13,8—4,7	18,8—5,34	18,8—5,8	18,8—7,69	0,123	4,85	1,05	115
		ТС-Р2	1,64	13,2—4,5	18—5,14	18—5,57	18—7,4	0,45	17,7	1,52	96,5
2000	3,14	ТС-Р	2,822	11,6—3,95	15,8—4,5	15,8—4,89	15,8—6,49	0,159	5,06	1,19	120
		ТС-Р2	2,09	8,2—2,78	11,4—3,17	11,4—3,44	11,4—4,57	0,525	16,7	1,66	107
2200	3,8	ТС-Р	3,478	13,3—4,48	17,9—5,08	17,9—5,52	17,9—7,32	0,161	4,25	1,24	138
		ТС-Р2	2,46	7,9—2,68	10,7—3,06	10,7—3,32	10,7—4,37	0,67	15	1,85	137
2400	4,52	ТС-Р	3,9	11,1—3,78	15,3—4,29	15,3—4,62	15,3—6,18	0,317	6,9	1,57	172
		ТС-Р2	2,96	9,2—6,12	12,5—3,59	12,5—3,85	12,5—5,11	0,77	17	2	162,5
2600	5,3	ТС-Р	4,784	12,2—4,17	16,7—4,73	16,7—5,3	16,7—6,81	0,258	4,88	1,54	200
		ТС-Р2	3,27	7,5—2,58	10,4—2,9	10,4—3,15	10,4—4,18	1,015	19,2	2,25	188
2800	6,16	ТС-Р	5,64	13,7—4,65	18,6—5,28	18,6—5,73	18,6—7,6	0,26	4,2	1,575	218
		ТС-Р2	3,96	7,75—2,64	10,5—2,99	10,5—3,26	10,5—4,32	1,1	17,0	2,385	189
3000	7,06	ТС-Р	6,43	12,5—4,27	17,1—4,83	17,1—5,25	17,1—6,96	0,315	4,4	1,715	340
		ТС-Р2	4,52	5,5—1,87	7,5—2,12	7,46—2,31	7,5—3,06	1,27	18	2,61	220
3200	8,04	ТС-Р	7,268	13—4,42	17,7—5,02	17,7—5,45	17,7—7,23	0,385	4,7	1,86	265
		ТС-Р2	5,03	8,7—2,96	11,8—3,37	11,8—3,65	11,8—4,85	1,505	18,7	2,74	255
3400	9,06	ТС-Р	8,308	11,9—4,07	16,3—4,61	16,3—5	16,3—6,64	0,376	4,15	1,905	290
		ТС-Р2	5,88	9,2—3,12	12,5—3,56	12,5—3,85	12,5—5,13	1,59	17,6	2,87	270
3600	10,2	ТС-Р	9	11,9—4,05	16,2—4,6	16,2—5	16,2—6,64	4,59	5,7	2,24	305
		ТС-Р2	6,3	8,11—2,75	11,1—3,13	11,1—3,4	11,1—4,52	1,95	19,1	3,1	295

Примечания. 1. Шаг расположения отверстий принимается в указанных пределах через 1 мм.

2. В таблице указана масса тарелки при шаге между отверстиями 10 мм и диаметре отверстия 3 мм.

3. Расстояние между тарелками для колонных аппаратов диаметром 400—1000 мм $h=300$ мм, для колонных аппаратов диаметром 1200—3600 мм $h=500$ мм.

4. Плотность при подсчете массы 785 кг/м^3 .

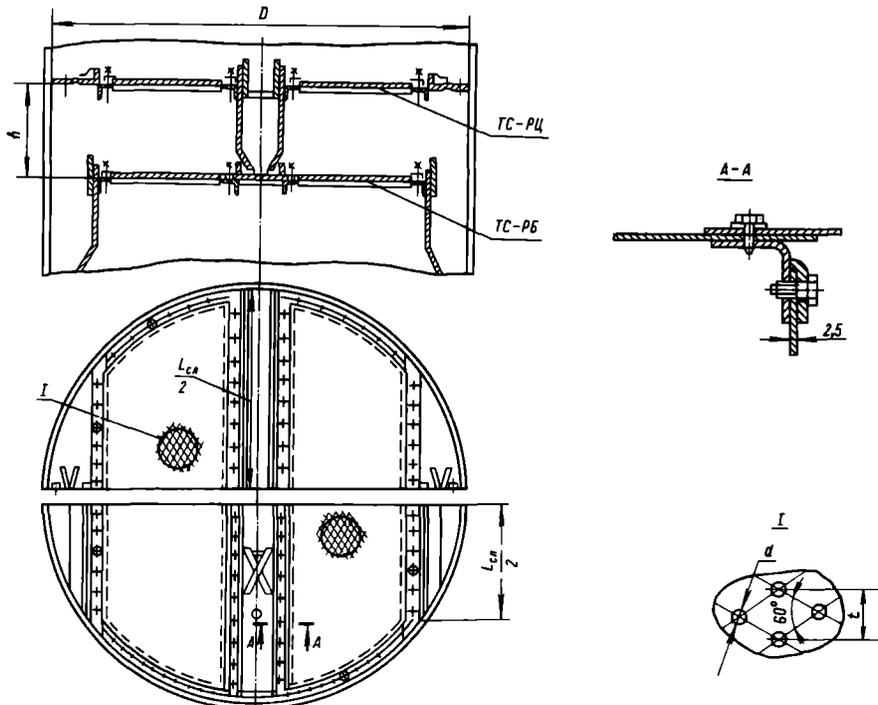


Техническая характеристика ситчатых тарелок типов ТС-РЦ и ТС-РБ

Параметры	Диаметр колонны D , мм				
	1400	1600	1800	2000	2200
Свободное сечение колонны, м ²	1,54	2,01	2,54	3,14	3,8
Рабочее сечение тарелки, м ²	1,078	1,44	1,928	2,2	2,92
Относительное свободное сечение F_c , % при d (мм)/ t (мм):					
8/(16—25)	6,82—2,32	7,48—2,55	8,81—2,99	9,26—3,15	9,64—3,28
5/(10—18)	9,28—2,64	10,18—2,89	11,99—3,41	12,6—3,58	13,13—3,73
4/(8—15)	9,28—2,86	10,18—3,14	11,99—3,7	12,6—3,89	13,13—4,05
3/(7—12)	9,28—3,8	10,18—4,17	11,99—4,91	12,6—5,16	13,13—5,38
Сечение перелива, м ²	0,211/0,251	0,259/0,311	0,277/0,334	0,404/0,536	0,426/0,464
Относит. площадь перелива, %	13,7/16,3	12,9/15,4	10,9/13,2	12,8/17,1	11,2/12,2
Периметр слива L_{cl} , м	2,34/1,93	2,74/2,22	3,15/2,30	3,55/2,79	3,95/2,77
Масса, кг	123/119	140/134	157/149	208/199	263/251

Параметры	2400	2600	2800	3200	3600
Свободное сечение колонны, м ²	4,52	5,3	6,16	8,04	10,2
Рабочее сечение тарелки, м ²	3,618	4,032	4,857	5,604	7,325
Относительное свободное сечение F_c , % при d (мм)/ t (мм):					
8/(16—25)	10,48—3,56	9,93—3,38	10,62—3,61	9,33—3,17	9,93—3,39
5/(10—18)	14,26—4,05	13,5—3,84	14,46—4,11	12,7—3,61	13,5—3,86
4/(8—15)	14,26—4,4	13,5—4,17	14,46—4,46	12,7—3,92	13,5—4,19
3/(7—12)	14,26—5,84	13,5—5,53	14,46—5,92	12,7—5,2	13,5—5,56
Сечение перелива, м ²	0,444/0,458	0,582/0,696	0,629/0,674	1,064/1,372	1,273/1,582
Относит. площадь перелива, %	9,8/10,1	11/13,2	10,2/10,9	13,2/17,1	12,5/15,5
Периметр слива L_c , м	4,35/2,82	4,75/3,3	5,15/3,41	5,95/4,45	6,75/4,90
Масса, кг	360/280	305/288	360/358	525/488	600/570

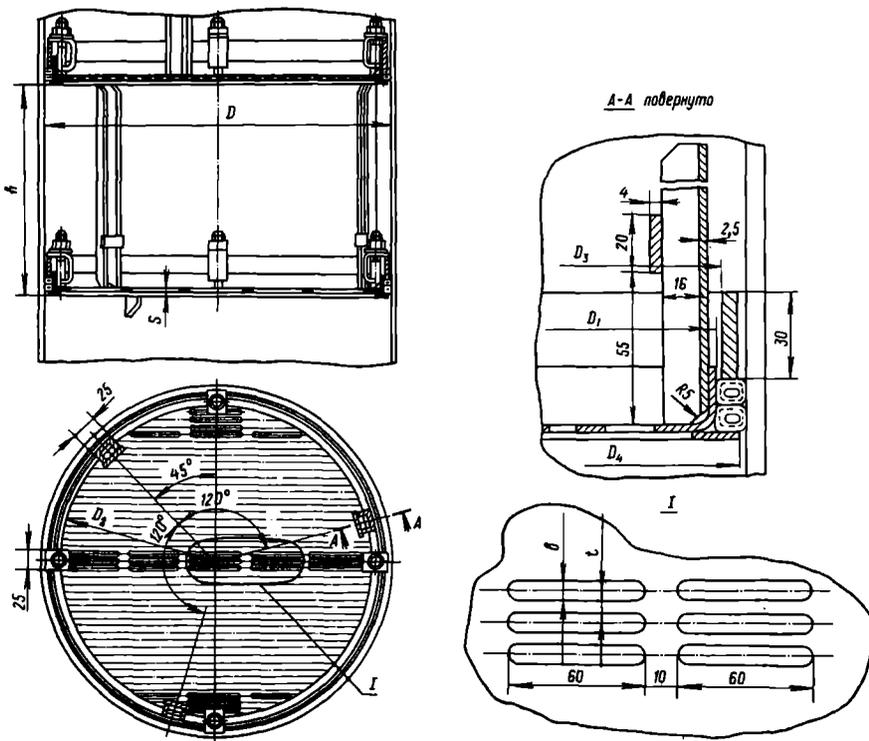
Примечание. Числитель — для тарелок типа ТС-РЦ, знаменатель — типа ТС-РБ.



Техническая характеристика решетчатых тарелок типа ТС-Р

Диаметр колонны D , мм (масса, кг)	Свободное сечение колонны, m^2	D_1 , мм	D_2 , мм	D_3 , мм	D_4 , мм	b , мм	Шаг l , мм										
							8	10	12	14	15	18	20	22	24	28	32
							Относительное свободное сечение тарелки F_c , m^2/m^2										
400 (5.1)	0,125	380	360	386	395	4	0,18	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	0,06	—	—
							6	—	0,23	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06
500 (7.6)	0,196	480	460	485	495	4	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,07	0,06	—	—
							6	—	0,24	0,19	0,15	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08	0,07
600 (10)	0,283	580	560	585	595	4	0,2	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,08	0,07	—	—
							6	—	0,25	0,2	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08
800 (14.7)	0,503	780	760	785	795	4	0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	—	—
							6	—	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09

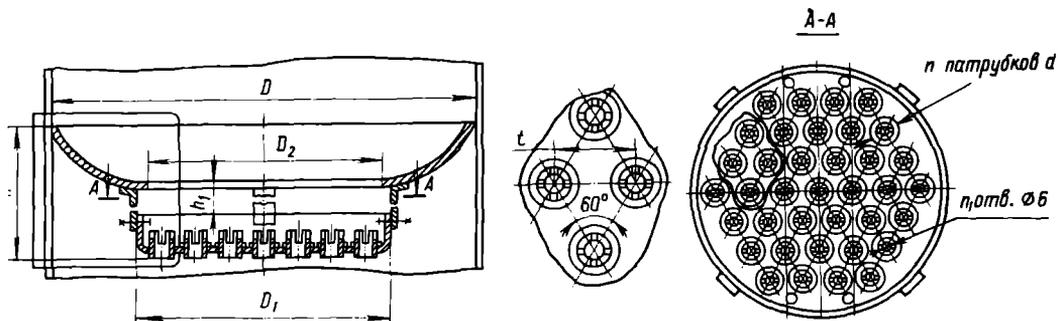
Примечания. 1. Указана масса одной тарелки. 2. Значение $s=2,5$ мм.



Техническая характеристика распределительных тарелок типа ТСН-II

Диаметр колонны D , мм	Свободное сечение колонны, m^2	D_1 , мм	D_2 , мм	h , мм	h_1 , мм	Жидкостной патрубков			
						d , мм	t , мм	n , шт.	свободное сечение, m^2
400	0,126	320	300	185	50	32	—	13	0,0006
500	0,196	350	330	215	50	32	—	19	0,0006
600	0,283	380	360	315	130	32	—	25	0,0006
800	0,503	480	460	350	130	45	80	25	0,0013
1000	0,785	580	560	470	210	45	80	37	0,0013
1200	1,13	780	760	510	210	45	80	61	0,0013
1400	1,539	980	960	520	210	45	80	110	0,0013
1600	2,01	1170	1150	645	310	57	95	110	0,0022
1800	2,545	1170	1150	705	310	57	95	110	0,0022
2000	3,141	1370	1350	730	310	57	95	156	0,0022
2200	3,801	1570	1550	745	310	57	95	212	0,0022
2400	4,584	1770	1750	845	380	57	95	276	0,0022
2600	5,309	1770	1750	900	380	57	95	276	0,0022
2800	6,157	2000	1950	915	380	57	95	352	0,0022

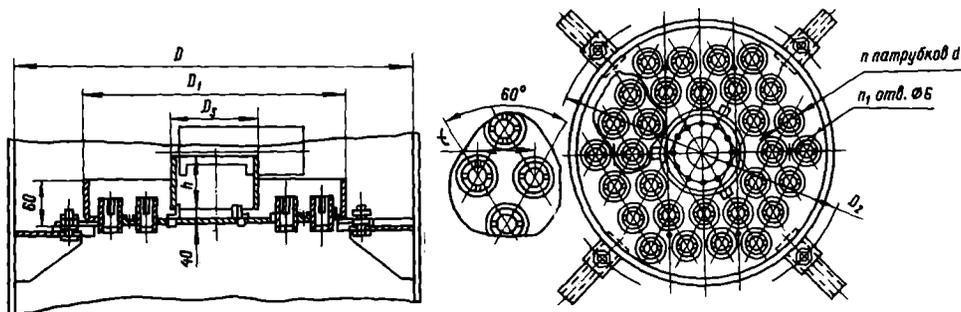
Диаметр колонны D , мм	Параметры тарелки					
	рабочее сечение, m^2	максимально допустимая нагрузка по жидкости, $m^3/(m^2 \cdot ч)$	число отверстий для слива жидкости n_1	масса тарелки, кг (ориентировочно)		
				из углеродистой стали	из легированной стали	
400	0,08	0,0078	195	4	6,1	3,5
500	0,096	0,0115	180	4	9	5,1
600	0,173	0,0151	165	4	11,4	7
800	0,181	0,0326	200	4	16,4	9
1000	0,264	0,0471	190	6	27,3	14,9
1200	0,478	0,0793	220	6	37,1	19,8
1400	0,754	0,144	320	6	48,8	24,6
1600	1,075	0,2421	330	6	65	40,8
1800	1,075	0,2421	270	6	73,1	45,1
2000	1,474	0,3433	300	8	110,5	81,3
2200	1,936	0,4665	335	8	142,6	110,3
2400	2,461	0,6073	365	8	193	137,5
2600	2,461	0,6073	320	8	200	141
2800	3,141	0,7749	345	8	230	180,5



Техническая характеристика тарелок типа ТСН-III

Диаметр колонны D , мм	Свободное сечение колонны, m^2	D_1 , мм	D_2 , мм	D_3 , мм	h , мм	Жидкостной патрубков			
						d , мм	l , мм	n , шт.	свободное сечение, m^2
400	0,126	320	260	110	—	32	—	12	0,0006
500	0,196	350	290	110	—	32	—	16	0,0006
600	0,283	380	460	130	—	32	—	21	0,0006
800	0,503	480	560	160	—	45	—	24	0,0013
1000	0,785	580	660	190	—	45	80	30	0,0013
1200	1,13	780	860	220	150	45	80	54	0,0013
1400	1,539	980	1060	260	150	45	80	96	0,0013
1600	2,01	1170	1250	310	150	57	95	96	0,0022
1800	2,545	1170	1250	310	150	57	95	96	0,0022
2000	3,141	1370	1450	330	180	57	95	142	0,0022
2200	3,801	1570	1650	360	180	57	95	194	0,0022
2400	4,524	1770	1850	400	200	57	95	254	0,0022
2600	5,309	1770	1850	400	200	57	95	254	0,0022
2800	6,157	2000	2080	410	200	57	95	330	0,0022

Диаметр колонны D , мм	Параметры тарелки					
	рабочее сечение, m^2	максимально допустимая нагрузка по жидкости, $m^3/(m^2 \cdot ч)$	число отверстий для слива жидкости n_1	масса тарелки, кг (ориентировочно)		
				из углеродистой стали	из легированной стали	
400	0,08	0,0073	180	8	5,6	3,8
500	0,098	0,0097	155	8	6,9	4,7
600	0,113	0,0127	145	8	7,4	5
800	0,181	0,0313	190	10	10,9	7,6
1000	0,264	0,0391	175	12	14,4	9,7
1200	0,478	0,0703	190	18	23,6	15,7
1400	0,754	0,1249	250	22	35,8	24,5
1600	1,075	0,2112	280	26	52,3	34
1800	1,075	0,2112	240	26	52,3	34
2000	1,474	0,3125	270	30	68,4	52,4
2200	1,938	0,4268	305	34	89,8	72,2
2400	2,461	0,558	330	38	113,5	90
2600	2,461	0,558	290	38	113,5	90
2800	3,141	0,7261	320	42	145,1	114,1



Техническая характеристика клапанных однопоточных тарелок типа ТКП

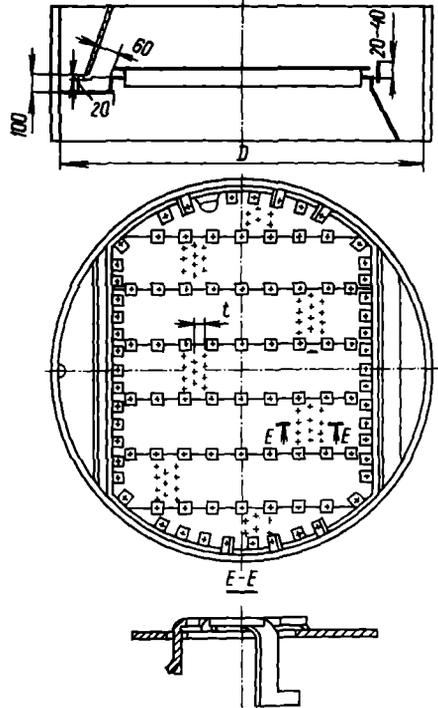
Диаметр колонны D, мм	Свободное сечение колонны, м ²	Рабочее сечение тарелки *, м ²	Периметр слива, м	Сечение перелива, м ²	Шаг t = 50 мм			Шаг t = 75 мм			Шаг t = 100 мм		
					относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов **	число рядов клапанов на поток	относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов **	число рядов клапанов на поток	относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов **	число рядов клапанов на поток
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	—	—	—
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6
1600	2,01	1,47	1,26	0,27	13,23	212	15	8,25	132	10	6,36	102	8
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13,23	268	17	8,46	172	11	6,90	140	9
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10
2200	3,80	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,20	260	12
2600	5,30	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14
2800	6,15	4,41	2,23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15
3000	7,07	5,01	2,4	1,03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,70	496	17
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18
3600	10,20	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20
3800	11,30	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21
4000	12,60	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22

* Приведены данные для тарелки модификации А.

** Число клапанов на тарелке может быть уменьшено на 5% по сравнению с указанным в таблице

Диаметр колонны D, мм	Масса тарелки, кг (не более) *		
	из углеродистой стали		из коррозионно-стойкой стали
	общая	в том числе деталей из коррозионно-стойкой стали	
1000	80	45	55
1200	95	55	70
1400	125	70	90
1600	145	80	100
1800	170	100	125
2000	200	120	145
2200	225	135	170
2400	270	160	200
2600	290	175	220
2800	330	200	240
3000	360	220	270
3200	470	280	350
3400	500	300	395
3600	570	340	445
3800	620	370	480
4000	670	400	520

* Приведена масса при расстоянии между тарелками 600 мм.



Техническая характеристика двухпоточных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны D, мм	Свободное сечение колонны, м ²	Рабочее сечение тарелки*, м ²	Периметр слива, м	Сечение перелива, м ²	Шар t=50 мм			Шар t=75 мм			Шар t=100 мм		
					относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов**	число рядов клапанов на поток	относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов**	число рядов клапанов на поток	относительное свободное сечение тарелки, %	число клапанов**	число рядов клапанов на поток
1400	1,54	1,02	1,88	0,22	6,3	78	3	—	—	—	—	—	—
1600	2,01	1,25	2,24	0,33	7,24	116	4	5,65	90	3	—	—	—
1800	2,55	1,72	2,4	0,38	8,09	164	6	5,14	104	4	—	—	—
2000	3,14	2,08	2,64	0,46	8,95	224	7	6,24	156	5	4,95	124	4
2200	3,80	2,51	3,02	0,53	9,12	276	8	5,94	180	5	4,48	136	4
2400	4,52	2,93	3,3	0,69	9,56	344	9	6,56	236	6	5,34	192	5
2600	5,30	3,62	3,46	0,76	11,4	480	11	7,4	312	7	6,1	256	6
2800	6,15	4,36	3,6	0,81	12,32	604	13	8,66	424	9	6,78	332	7
3000	7,07	4,74	4,08	1,03	11,68	656	13	8,03	452	9	6,11	344	7
3200	8,04	5,59	4,22	1,12	12,35	788	15	8,66	536	10	6,27	416	8
3400	9,08	6,23	4,52	1,32	12,3	890	16	8,61	624	11	6,24	452	8
3600	10,18	7,11	4,76	1,43	12,75	1032	17	8,3	672	11	6,67	540	9
3800	11,34	7,68	5,14	1,69	12,8	1148	18	8,65	776	12	6,46	580	9
4000	12,57	8,75	5,28	1,79	13,4	1336	20	8,79	876	13	6,82	680	10

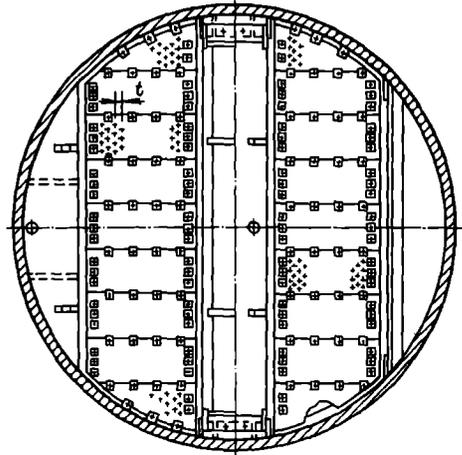
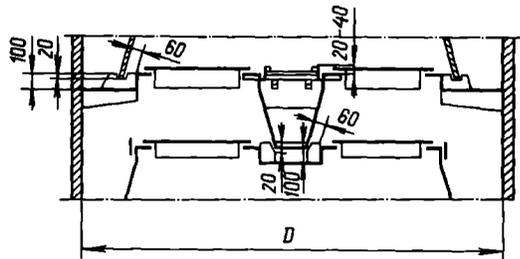
* Приведены данные для тарелки модификации А.

** Приведены минимальные сечения переливов (одного центрального и двух боковых) и минимальный периметр слива.

*** Число клапанов на тарелке может быть уменьшено на 5 % по сравнению с указанными в таблице.

Диаметр колонны D, мм	Масса тарелки, кг (не более) *		
	из углеродистой стали		
	общая	в том числе деталей из коррозионно-стойкой стали	из коррозионно-стойкой стали
1400	190	60	125
1600	230	70	140
1800	270	80	160
2000	360	110	210
2200	390	120	230
2400	430	130	275
2600	470	145	300
2800	520	155	330
3000	570	170	370
3200	620	185	420
3400	680	210	470
3600	750	230	520
3800	820	250	560
4000	900	270	620

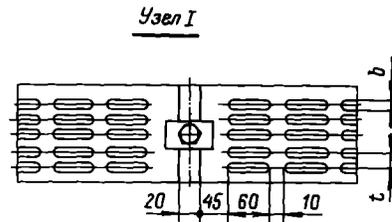
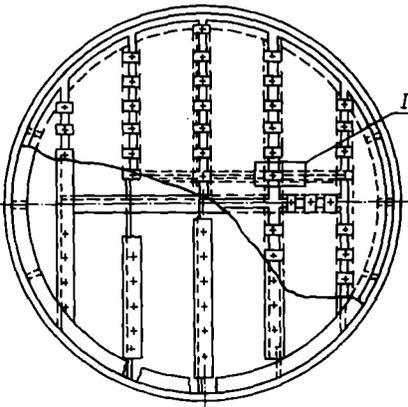
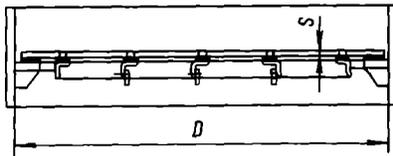
* Приведена масса при расстоянии между тарелками 600 мм.



Техническая характеристика решетчатых тарелок типа ТР

Диаметр колонны * D , мм	s , мм	b , мм	Шаг щелей l , мм													Масса тарелки, кг (не более)
			8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36		
			относительное свободное сечение тарелки, м ² /м ²													
1000	2	4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	—	—	—	38	
1000	4	6	—	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	55	
1200	2	4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	0,08	—	—	—	49	
1200	4	6	—	0,32	0,24	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08	72	
1400	2	4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,16	0,12	0,10	0,09	0,08	—	—	—	60	
1400	4	6	—	0,32	0,26	0,23	0,20	0,17	0,16	0,15	0,14	0,11	0,1	0,09	91	
1600	2	4	0,26	0,20	0,17	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	—	—	—	79	
1600	4	6	—	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09	123	
1800	2	4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	94	
1800	4	6	—	0,32	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	148	
2000	2	4	0,26	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,10	0,09	0,08	—	—	—	129	
2000	4	6	—	0,31	0,26	0,28	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	199	
2200	2	4	0,27	0,20	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	151	
2200	4	6	—	0,32	0,26	0,22	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,1	0,09	235	
2400	2	4	0,27	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	196	
2400	4	6	—	0,31	0,27	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,1	0,09	301	
2600	2	4	0,3	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	228	
2600	4	6	—	0,31	0,27	0,24	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	335	
2800	2	4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	249	
2800	4	6	—	0,36	0,28	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	367	
3000	2	4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	—	—	—	285	
3000	4	6	—	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	389	

* Верхняя строка — для тарелок из легированной стали, нижняя — из углеродистой.



1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. 750 с.
2. Справочник коксохимика. Т. 3. М.: Металлургия, 1966. 391 с.
3. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
4. Коробчанский И. Е., Кузнецов М. Д. Расчет аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования. М.: Металлургия, 1972. 295 с.
5. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978. 277 с.
6. Лащинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970. 752 с.
7. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев: Техніка, 1970. 208 с.
8. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976. 552 с.
9. Бретшнайдер С. Свойства газов и жидкостей. М.—Л.: Химия, 1970. 535 с.
10. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Л.: Химия, 1964. 479 с.
11. Дытнерский Ю. И. //Хим. и нефт. машиностроение. 1964. № 3. С. 13—15.
12. Колонные аппараты. Каталог. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. 31 с.
13. Касаткин А. Г., Дытнерский Ю. И., Кочергин Н. В. Тепло- и массоперенос. Т. 4. Минск: Наука и техника. 1966. С. 12—17

ГЛАВА 6

РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
 D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
 d — диаметр, м;
 F — расход исходной смеси, кг/с;
 G — расход паровой фазы, кг/с;
 g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
 H, h — высота, м;
 K — коэффициент массопередачи;
 L — расход жидкой фазы, кг/с;
 M — мольная масса, кг/кмоль;
 m — коэффициент распределения;
 N — число теоретических ступеней разделения;
 n — число единиц переноса;
 P — расход дистиллята, кг/с;
 R — флегмовое число;
 T, t — температура, град;
 U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;
 W — расход кубовой жидкости, кг/с;
 w — скорость пара, м/с;
 x — концентрация жидкой фазы;
 y — концентрация паровой фазы;
 β — коэффициент массоотдачи;
 e — свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
 μ — вязкость, Па·с;
 ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 σ — поверхностное натяжение, Н/м;
 ψ — коэффициент смачиваемости;
 Re — критерий Рейнольдса;
 Fr — критерий Фруда;
 Gs — критерий гидравлического сопротивления;
 Nu' — диффузионный критерий Нуссельта;
 Pg' — диффузионный критерий Прандтля.

Индексы:

- б — параметры бензола;
- т — параметры толуола;
- в — укрепляющая (верхняя) часть колонны;
- н — исчерпывающая (нижняя) часть колонны;
- F — параметры исходной смеси;
- P — параметры дистиллята;
- W — параметры кубовой жидкости;
- x — жидкая фаза;
- y — паровая фаза;
- ср — средняя величина;
- э — эквивалентный размер.

ВВЕДЕНИЕ

Ректификация — массообменный процесс, который осуществляется в большинстве случаев в противоточных колонных аппаратах с контактными элементами (насадки, тарелки), аналогичными используемым в процессе абсорбции. Поэтому методы подхода к расчету и проектированию ректификационных и абсорбционных установок имеют много общего. Тем не менее ряд особенностей процесса ректификации (различное соотношение нагрузок по жидкости и пару в нижней и верхней частях колонны, переменные по высоте колонны физические свойства фаз и коэффициент распределения, совместное протекание процессов массо- и теплопереноса) осложняет его расчет.

Одна из сложностей заключается в отсутствии обобщенных закономерностей для расчета кинетических коэффициентов процесса ректификации. В наибольшей степени это относится к колоннам диаметром более 800 мм с насадками и тарелками, широко применяемым в химических производствах. Большинство рекомендаций сводится к использованию для расчета ректификационных колонн кинетических зависимостей, полученных при исследовании абсорбционных процессов (в приведенных в данной главе примерах в основном использованы эти рекомендации).

Приведены примеры расчетов насадочной (с кольцами Рашига) колонны с применением модифицированных уравнений массопередачи (метод числа единиц переноса и высоты единицы переноса) и тарельчатой (с ситчатыми тарелками) колонны с определением числа тарелок графоаналитическим методом (построение кинетической линии). Другие методы расчета, которые могут

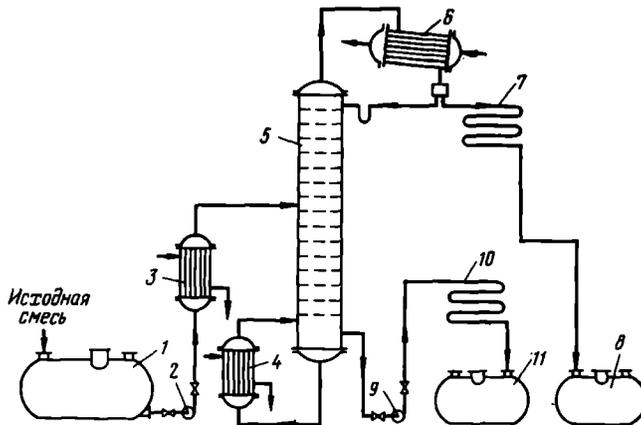


Рис. 6.1. Принципиальная схема ректификационной установки:

- 1 — емкость для исходной смеси; 2, 9 — насосы; 3 — теплообменник-подогреватель; 4 — кипятильник;
- 5 — ректификационная колонна; 6 — дефлегматор; 7 — холодильник дистиллята; 8 — емкость для сбора дистиллята; 10 — холодильник кубовой жидкости; 11 — емкость для кубовой жидкости

быть использованы при проектировании ректификационной колонны, приведены в гл. 5 на примере расчета абсорбционных колонн.

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рис. 6.1. Исходную смесь из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подают в теплообменник 3, где она подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 5 на тарелку питания, где состав жидкости равен составу исходной смеси x_F .

Стекающая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятыльнике 4. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка x_W , т. е. обеднен легколетучим компонентом. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой) состава x_P , получаемой в дефлегматоре 6 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения — дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8.

Из кубовой части колонны насосом 9 непрерывно выводится кубовая жидкость — продукт, обогащенный труднолетучим компонентом, который охлаждается в теплообменнике 10 и направляется в емкость 11.

Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят (с высоким содержанием легколетучего компонента) и кубовый остаток (обогащенный труднолетучим компонентом).

Задание на проектирование. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарной смеси бензол — толуол, если производительность по исходной смеси $F=5$ кг/с; содержание легколетучего компонента [% (масс.)] в исходной смеси $\bar{x}_F=35$; в дистилляте $\bar{x}_P=98$; в кубовом остатке $\bar{x}_W=1,7$; давление в паровом пространстве дефлегматора $P=0,1$ МПа.

6.1. РАСЧЕТ НАСАДОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Расчет ректификационной колонны сводится к определению ее основных геометрических размеров — диаметра и высоты. Оба параметра в значительной мере определяются гидродинамическим режимом работы колонны, который, в свою очередь, зависит от скоростей и физических свойств фаз, а также от типа и размеров насадок.

При выборе типа насадок для массообменных аппаратов руководствуются рядом соображений (см. гл. 5, разд. 1.3; там же приведены основные характеристики различных насадок). При проведении процессов вакуумной ректификации с целью снижения гидравлического сопротивления выбирают специальные виды насадок, обладающих большим свободным объемом. Наиболее правильно выбор оптимального типа и размера насадки может быть осуществлен на основе технико-экономического анализа общих затрат на разделение в конкретном технологическом процессе.

Ориентировочный выбор размера насадочных тел можно осуществить исходя из следующих соображений. Чем больше размер элемента насадки, тем больше ее свободный объем (живое сечение) и, следовательно, выше производительность. Однако вследствие меньшей удельной поверхности эффективность крупных насадок несколько ниже. Поэтому насадку большого размера применяют, когда требуются высокая производительность и сравнительно невысокая степень чистоты продуктов разделения.

В ректификационных колоннах, работающих при атмосферном давлении, для разделения агрессивных жидкостей, а также в тех случаях, когда не требуется частая чистка аппарата, обычно применяют керамические кольца Рашига. Для данного случая примем насадку из керамических колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Удельная поверхность насадки $a=87,5$ м²/м³, свободный объем $\epsilon=0,785$ м³/м³, насыпная плотность 530 кг/м³.

Насадочные колонны могут работать в различных гидродинамических режимах [1]: пленочном, подвисяния и эмульгирования. В колоннах большой производительности с крупной насадкой осуществление процесса в режиме эмульгирования приводит к резкому уменьшению эффективности разделения, что объясняется существенным возрастанием обратного перемешивания жидкости и значительной неравномерностью скорости паров по сечению аппарата. Ведение процесса в режиме подвисяния затруд-

нено вследствие узкого интервала изменения скоростей пара, в котором этот режим существует. Поэтому выберем пленочный режим работы колонны.

Для определения скоростей потоков необходимо определить нагрузки по пару и жидкости.

6.1.1. Материальный баланс колонны и рабочее флегмовое число

Производительность колонны по дистилляту P и кубовому остатку W определим из уравнений материального баланса колонны:

$$F = P + W; \quad F\bar{x}_F = P\bar{x}_P + W\bar{x}_W. \quad (6.1)$$

Отсюда находим:

$$W = \frac{F(\bar{x}_P - \bar{x}_F)}{\bar{x}_P - \bar{x}_W} = \frac{5(0,98 - 0,35)}{0,98 - 0,017} = 3,27 \text{ кг/с};$$

$$P = F - W = 5 - 3,27 = 1,73 \text{ кг/с}.$$

Нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости определяются рабочим флегмовым числом R ; его оптимальное значение $R_{\text{опт}}$ можно найти путем технико-экономического расчета. Ввиду отсутствия надежной методики оценки $R_{\text{опт}}$ используют приближенные вычисления, основанные на определении коэффициента избытка флегмы (орошения) $\beta = R/R_{\text{мин}}$. Здесь $R_{\text{мин}}$ — минимальное флегмовое число:

$$R_{\text{мин}} = (x_P - y_F^*) / (y_F^* - x_F), \quad (6.2)$$

где x_F и x_P — мольные доли легколетучего компонента соответственно в исходной смеси и дистилляте, кмоль/кмоль смеси; y_F^* — концентрация легколетучего компонента в паре, находящемся в равновесии с исходной смесью, кмоль/кмоль смеси.

Обычно коэффициент избытка флегмы, при котором достигается оптимальное флегмовое число, не превышает 1,3 [2]. Один из возможных приближенных методов расчета R заключается в нахождении такого флегмового числа, которому соответствует минимальное произведение $N(R+1)$, пропорциональное объему ректификационной колонны (N — число ступеней изменения концентраций или теоретических тарелок, определяющее высоту колонны, а $R+1$ — расход паров и, следовательно, сечение колонны) [3].

Определим R по этой рекомендации. Пересчитаем составы фаз из массовых долей в мольные по соотношению

$$x_F = \frac{\bar{x}_F/M_6}{\bar{x}_F/M_6 + (1 - \bar{x}_F)/M_7}, \quad (6.3)$$

где M_6 и M_7 — молекулярные массы соответственно бензола и толуола, кг/кмоль.

Получим:

$$x_F = \frac{0,35/78}{0,35/78 + (1 - 0,35)/92} = 0,388 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Аналогично найдем: $x_P = 0,983$; $x_W = 0,02$ кмоль/кмоль смеси. Тогда минимальное флегмовое число равно:

$$R_{\text{мин}} = (0,983 - 0,61) / (0,61 - 0,388) = 1,68.$$

Задавшись различными значениями коэффициентов избытка флегмы β , определим соответствующие флегмовые числа. Графическим построением ступеней изменения концентраций между равновесной и рабочими линиями на диаграмме состав пара y — состав жидкости x (рис. 6.2, а) находим N [1]. Равновесные данные для различных

систем приведены в справочнике [4] Результаты расчетов рабочего флегмового числа представлены на рис. 6.3 и приведены ниже:

β	1,05	1,35	1,75	2,35	3,30	6,25
R	1,76	2,27	2,94	3,95	5,55	8,82
N	23,0	17,0	14,5	12,5	11,5	10,0
$N(R+1)$	63,5	55,6	57,1	61,9	75,3	98,2

Минимальное произведение $N(R+1)$ соответствует флегмовому числу $R=2,1$. При этом коэффициент избытка флегмы $\beta=2,1:1,68=1,25$. На рис. 6.4 изображены рабочие линии и ступени изменения концентраций для верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны в соответствии с найденным значением R . Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней частей колонны определяют из соотношений:

$$L_v = PRM_n / M_p; \quad (6.4)$$

$$L_u = PRM_u / M_p + FM_u / M_F, \quad (6.5)$$

где M_p и M_F — мольные массы дистиллята и исходной смеси; M_v и M_u — средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны.

Мольную массу дистиллята в данном случае можно принять равной мольной массе легколетучего компонента — бензола. Средние мольные массы жидкости в верхней и

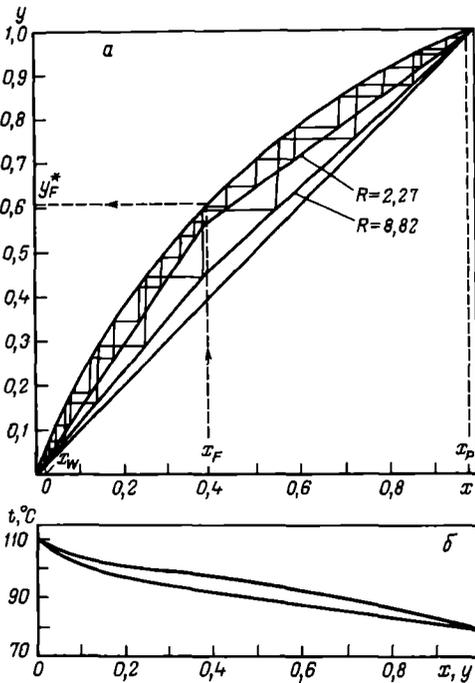


Рис. 6.2. Диаграммы равновесия между паром и жидкостью при постоянном давлении: а — в координатах $y-x$ (состав пара — состав жидкости); здесь же показано графическое определение числа ступеней изменения концентраций при различных флегмовых числах; б — в координатах $t-x, y$ (температура — состав пара и жидкости)

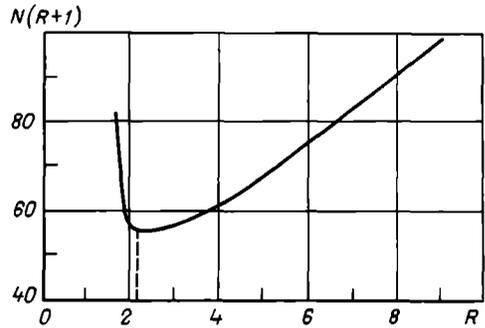


Рис. 6.3. Определение рабочего флегмового числа

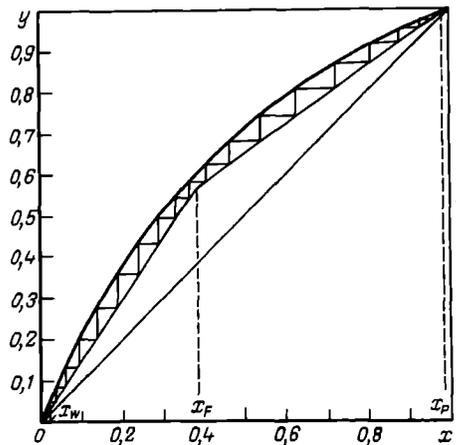


Рис. 6.4. Изображение рабочих линий в диаграмме $y-x$ при действительном флегмовом числе

нижней частях колонны соответственно равны:

$$\begin{aligned} M_{\text{в}} &= M_{\text{б}}x_{\text{ср. в}} + M_{\text{т}}(1 - x_{\text{ср. в}}); \\ M_{\text{н}} &= M_{\text{б}}x_{\text{ср. н}} + M_{\text{т}}(1 - x_{\text{ср. н}}), \end{aligned} \quad (6.6)$$

где $M_{\text{б}}$ и $M_{\text{т}}$ — мольные массы бензола и толуола; $x_{\text{ср. в}}$ и $x_{\text{ср. н}}$ — средний мольный состав жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:

$$x_{\text{ср. в}} = (x_{\text{р}} + x_{\text{ф}}) / 2 = (0,983 + 0,388) / 2 = 0,686 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$x_{\text{ср. н}} = (x_{\text{ф}} + x_{\text{ш}}) / 2 = (0,388 + 0,02) / 2 = 0,204 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Тогда

$$M_{\text{в}} = 78 \cdot 0,686 + 92(1 - 0,686) = 82,4 \text{ кг/кмоль};$$

$$M_{\text{н}} = 78 \cdot 0,204 + 92(1 - 0,204) = 89,1 \text{ кг/кмоль}.$$

Мольная масса исходной смеси

$$M_{\text{ф}} = 78 \cdot 0,388 + 92(1 - 0,388) = 86,6 \text{ кг/кмоль}.$$

Подставим рассчитанные величины в уравнения (6.4) и (6.5), получим:

$$L_{\text{в}} = 1,73 \cdot 2,1 \cdot 82,4 / 78 = 3,84 \text{ кг/с};$$

$$L_{\text{н}} = 1,73 \cdot 2,1 \cdot 89,1 / 78 + 5,0 \cdot 89,1 / 86,6 = 9,29 \text{ кг/с}.$$

Средние массовые потоки пара в верхней $G_{\text{в}}$ и нижней $G_{\text{н}}$ частях колонны соответственно равны:

$$G_{\text{в}} = P(R + 1) M'_{\text{в}} / M_{\text{р}}; \quad G_{\text{н}} = P(R + 1) M'_{\text{н}} / M_{\text{р}}. \quad (6.7)$$

Здесь $M'_{\text{в}}$ и $M'_{\text{н}}$ — средние мольные массы паров в верхней и нижней частях колонны:

$$M'_{\text{в}} = M_{\text{б}}y_{\text{ср. в}} + M_{\text{т}}(1 - y_{\text{ср. в}}); \quad M'_{\text{н}} = M_{\text{б}}y_{\text{ср. н}} + M_{\text{т}}(1 - y_{\text{ср. н}}), \quad (6.8)$$

где

$$y_{\text{ср. в}} = (y_{\text{р}} + y_{\text{ф}}) / 2 = (0,983 + 0,58) / 2 = 0,78 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$y_{\text{ср. н}} = (y_{\text{ф}} + y_{\text{ш}}) / 2 = (0,58 + 0,02) / 2 = 0,3 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Тогда

$$M'_{\text{в}} = 78 \cdot 0,78 + 92(1 - 0,78) = 81,1 \text{ кг/кмоль}; \quad M'_{\text{н}} = 78 \cdot 0,3 + 92(1 - 0,3) = 87,8 \text{ кг/кмоль}.$$

Подставив численные значения в уравнение (6.7), получим:

$$G_{\text{в}} = 1,73(2,1 + 1) 81,1 / 78 = 5,58 \text{ кг/с}; \quad G_{\text{н}} = 1,73(2,1 + 1) 87,8 / 78 = 6,04 \text{ кг/с}.$$

6.1.2. Скорость пара и диаметр колонны

Выбор рабочей скорости паров обусловлен многими факторами и обычно осуществляется путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса. Для ректификационных колонн, работающих в пленочном режиме при атмосферном давлении, рабочую скорость можно принять на 20—30 % ниже скорости захлебывания [5].

Предельную фиктивную скорость пара $\omega_{\text{н}}$, при которой происходит захлебывание насадочных колонн, определяют по уравнению [6]

$$\frac{\omega_{\text{н}}^2 a \rho_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g e^3 \rho_{\text{г}}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} \right)^{0,125} \right], \quad (6.9)$$

где $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{г}}$ — средние плотности жидкости и пара, кг/м³; $\mu_{\text{ж}}$ — в мПа·с.

Поскольку отношения L/G и физические свойства фаз в верхней и нижней частях колонны различны, определим скорости захлебывания для каждой части отдельно.

Найдем плотности жидкости $\rho_{xв}$, $\rho_{xн}$ и пара $\rho_{yв}$, $\rho_{yн}$ в верхней и нижней частях колонны при средних температурах в них $t_в$ и $t_н$. Средние температуры паров определим по диаграмме $t-x, y$ (см. рис. 6.2, б) по средним составам фаз: $t_в = 89^\circ\text{C}$; $t_н = 102^\circ\text{C}$. Тогда

$$\rho_{yв} = \frac{M'_в}{22,4} \frac{T_0}{T_0 + t_в}; \quad \rho_{yн} = \frac{M'_н}{22,4} \frac{T_0}{T_0 + t_н} \quad (6.10)$$

Отсюда получим:

$$\rho_{yв} = \frac{81,1 \cdot 273}{22,4 (273 + 89)} = 2,73 \text{ кг/м}^3; \quad \rho_{yн} = \frac{87,8 \cdot 273}{22,4 (273 + 102)} = 2,85 \text{ кг/м}^3$$

Плотность физических смесей жидкостей подчиняется закону аддитивности:

$$\rho_{см} = \rho_1 x_{об} + \rho_2 (1 - x_{об}),$$

где $x_{об}$ — объемная доля компонента в смеси.

В рассматриваемом примере плотности жидких бензола и толуола близки [7], поэтому можно принять $\rho_{xв} = \rho_{xн} = \rho_x = 796 \text{ кг/м}^3$.

Вязкость жидких смесей μ_x находим по уравнению [8]

$$\lg \mu_x = x_{сп} \lg \mu_{xб} + (1 - x_{сп}) \lg \mu_{xт}, \quad (6.11)$$

где $\mu_{xб}$ и $\mu_{xт}$ — вязкости жидких бензола и толуола при температуре смеси [7].

Тогда вязкость жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равна:

$$\lg \mu_{xв} = 0,686 \lg 0,297 + (1 - 0,686) \lg 0,301; \quad \lg \mu_{xн} = 0,204 \lg 0,261 + (1 - 0,204) \lg 0,271,$$

откуда

$$\mu_{xв} = 0,298 \text{ мПа} \cdot \text{с}; \quad \mu_{xн} = 0,269 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Предельная скорость паров в верхней части колонны $w_{пв}$:

$$\frac{w_{пв}^2 \cdot 87,5 \cdot 2,73 \cdot 0,298^{0,16}}{9,8 \cdot 0,785^3 \cdot 796} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{3,84}{5,58} \right)^{0,25} \left(\frac{2,73}{796} \right)^{0,125} \right],$$

откуда $w_{пв} = 1,96 \text{ м/с}$.

Предельная скорость паров в нижней части колонны $w_{пн}$:

$$\frac{w_{пн}^2 \cdot 87,5 \cdot 2,85 \cdot 0,269^{0,16}}{9,8 \cdot 0,785^3 \cdot 796} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{9,29}{6,04} \right)^{0,25} \left(\frac{2,85}{796} \right)^{0,125} \right],$$

откуда $w_{пн} = 1,59 \text{ м/с}$.

Примем рабочую скорость w на 30 % ниже предельной:

$$w_в = 0,7 \cdot 1,96 = 1,37 \text{ м/с}; \quad w_н = 0,7 \cdot 1,59 = 1,11 \text{ м/с}.$$

Диаметр ректификационной колонны определим из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{4G / (\pi w \rho)} \quad (6.12)$$

Отсюда диаметры верхней и нижней части колонны равны соответственно:

$$d_в = \sqrt{(4 \cdot 5,58) / (3,14 \cdot 1,37 \cdot 2,73)} = 1,38 \text{ м}; \quad d_н = \sqrt{(4 \cdot 6,04) / (3,14 \cdot 1,11 \cdot 2,85)} = 1,56 \text{ м}.$$

Рационально принять стандартный диаметр обечайки $d = 1,6 \text{ м}$ (см. разд. 5.1.4) одинаковым для обеих частей колонны. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне равны:

$$w_в = 1,37 (1,38 / 1,6)^2 = 1,02 \text{ м/с}; \quad w_н = 1,11 (1,56 / 1,6)^2 = 1,06 \text{ м/с},$$

что составляет соответственно 52 и 66 % от предельных скоростей.

6.1.3. Высота насадки

Высоту насадки H рассчитывают по модифицированному уравнению массопередачи [1]

$$H \approx n_{oy} h_{oy}, \quad (6.13)$$

где n_{oy} — общее число единиц переноса по паровой фазе; h_{oy} — общая высота единицы переноса, м.

Общее число единиц переноса вычисляют по уравнению

$$n_{oy} = \int_{y_w}^{y_p} \frac{dy}{(y^* - y)}. \quad (6.14)$$

Обычно этот интеграл определяют численными методами. Решим его методом графического интегрирования:

$$\int_{y_w}^{y_p} \frac{dy}{(y^* - y)} = S M_x M_y, \quad (6.15)$$

где S — площадь, ограниченная кривой, ординатами y_w и y_p и осью абсцисс (рис. 6.5); M_x , M_y — масштабы осей координат.

Данные для графического изображения функции $1/(y^* - y) = f(y)$ приведены ниже:

y	$y^* - y$	$1/(y^* - y)$	y	$y^* - y$	$1/(y^* - y)$
0,020	0,030	33,3	0,660	0,060	16,7
0,060	0,055	18,2	0,720	0,070	14,3
0,135	0,075	13,3	0,790	0,065	15,4
0,290	0,085	11,8	0,860	0,057	17,5
0,445	0,065	15,4	0,925	0,045	22,2
0,580	0,030	33,3	0,983	0,010	100,0

По рис. 6.5 находим общее число единиц переноса в верхней $n_{oyв}$ и нижней $n_{oyн}$ частях колонны:

$$n_{oyн} = \int_{y_F}^{y_P} \frac{dy}{y^* - y} = 8,37; \quad n_{oyв} = \int_{y_w}^{y_F} \frac{dy}{y^* - y} = 8,75. \quad (6.16)$$

Общую высоту единиц переноса h_{oy} определим по уравнению аддитивности:

$$h_{oy} = h_y + m G h_x / L. \quad (6.17)$$

где h_x и h_y — частные высоты единиц переноса соответственно в жидкой и паровой фазах; m — средний коэффициент распределения в условиях равновесия для соответствующей части колонны.

Отношение нагрузок по пару и жидкости G/L , кмоль/кмоль, равно:

для верхней части колонны

$$G/L = (R + 1)/R;$$

для нижней части колонны

$$G/L = (R + 1)/(R + j),$$

где

$$j = FM_p / (PM_F). \quad (6.18)$$

Рис. 6.5. Графическое определение общего числа единиц переноса в паровой фазе для верхней (укрепляющей) части колонны в интервале изменения состава пара от y_F до y_P и для нижней (исчерпывающей) — в интервале от y_W до y_F

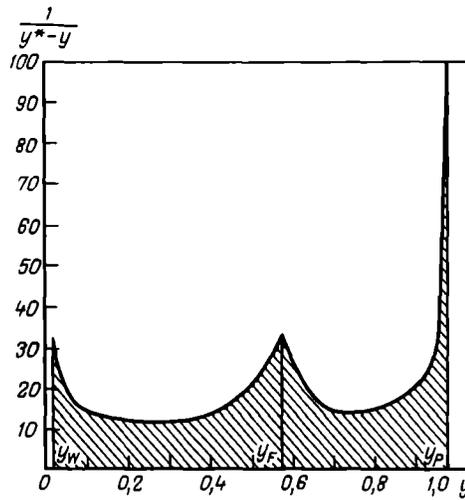
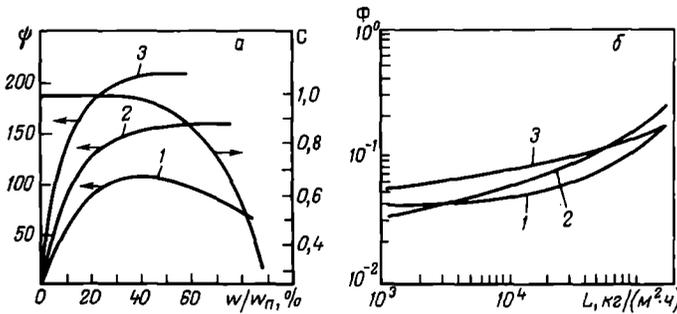


Рис. 6.6. Данные для определения коэффициентов в уравнениях (6.19) и (6.20): а — зависимость коэффициентов c и ψ от отношения рабочей скорости пара к предельной w/w_n ; б — зависимость коэффициента Φ от массовой плотности орошения L ; 1—3 — для керамических колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ (1), $35 \times 35 \times 4$ (2) и $50 \times 50 \times 5$ (3)



Подставив численные значения, получим:

$$f = 5.78 / (1.73 \cdot 86.6) = 2.6.$$

На основании анализа известных уравнений и проведенных по ним сопоставительных расчетов для определения h_x и h_y рекомендуем зависимости [9], результаты вычислений по которым хорошо согласуются с данными, полученными на практике для колонн диаметром до 800 мм.

Высота единицы переноса в жидкой фазе

$$h_x = 0.258 \Phi c \text{Pr}_x^{0.5} Z^{0.15}, \quad (6.19)$$

где c и Φ — коэффициенты, определяемые по рис. 6.6, а и б; $\text{Pr}_x = \mu_x / (\rho_x D_x)$ — критерий Прандтля для жидкости; Z — высота слоя насадки одной секции, которая из условия прочности опорной решетки и нижних слоев насадки, а также из условия равномерности распределения жидкости по насадке не должна превышать 3 м.

Высота единицы переноса в паровой фазе

$$h_y = 0.0175 \Psi \text{Pr}_y^{0.5} d^{1.24} Z^{0.33} / (L_S f_1 f_2 f_3)^{0.6}, \quad (6.20)$$

где Ψ — коэффициент, определяемый по рис. 6.6, а; $\text{Pr}_y = \mu_y / (\rho_y D_y)$ — критерий Прандтля для пара; $L_S = L / (0.785 d^2)$ — массовая плотность орошения, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; d — диаметр колонны, м; $f_1 = \mu_x^{0.16}$ (μ_x — в $\text{МПа} \cdot \text{с}$); $f_2 = (1000 / \rho_x)^{1.25}$; $f_3 = (72.8 \cdot 10^{-3})^{0.6} / \sigma$.

Для колонн диаметром более 800 мм рекомендуем рассчитывать h_y по уравнению (6.20) с показателем степени у величины d , равным 1.0 вместо 1.24.

Для расчета h_x и h_y необходимо определить вязкость паров и коэффициенты диффузии в жидкой D_x и паровой D_y фазах. Вязкость паров для верхней части колонны

$$\mu_{yв} = \frac{M'_b}{y_b M_6 / \mu_{y6} + (1 - y_b) M_7 / \mu_{y7}}, \quad (6.21)$$

где μ_{y6} и μ_{y7} — вязкость паров бензола и толуола при средней температуре верхней части колонны, мПа·с; y_b — средняя концентрация паров: $y_b = (y_p + y_f) / 2$.

Подставив, получим:

$$y_b = (0,983 + 0,58) / 2 = 0,78;$$

$$\mu_{yв} = \frac{81,1}{0,78 \cdot 78 / 0,0092 + (1 - 0,78) \cdot 0,92 / 0,0085} = 0,0091 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Аналогичным расчетом для нижней части колонны находим $\mu_{yn} = 0,0092$ мПа·с. Вязкости паров $\mu_{yв}$ и μ_{yn} близки, поэтому можно принять среднюю вязкость паров в колонне $\mu_y = 0,00915$ мПа·с.

Коэффициент диффузии в жидкости при средней температуре t (в °С) равен:

$$D_x = D_{x20} [1 + b(t - 20)]. \quad (6.22)$$

Коэффициенты диффузии в жидкости D_{x20} при 20 °С можно вычислить по приближенной формуле [8]:

$$D_{x20} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/M_6 + 1/M_7}}{AB \sqrt{\mu_x} (v_6^{1/3} + v_7^{1/3})^2}, \quad (6.23)$$

где A, B — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя; v_6, v_7 — мольные объемы компонентов в жидком состоянии при температуре кипения, см³/моль; μ_x — вязкость жидкости при 20 °С, мПа·с.

Тогда коэффициент диффузии в жидкости для верхней части колонны при 20 °С равен:

$$D_{xв20} = \frac{10^{-6}}{1 \cdot 1 \sqrt{0,63} (96^{1/3} + 118,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78} + \frac{1}{92}} = 2,28 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Температурный коэффициент b определяют по формуле

$$b = 0,2 \sqrt{\mu_x} / \sqrt[3]{\rho_x}, \quad (6.24)$$

где μ_x и ρ_x принимают при температуре 20 °С. Тогда

$$b = 0,2 \cdot \sqrt{0,63} / \sqrt[3]{796} = 0,017.$$

Отсюда

$$D_{xв} = 2,28 \cdot 10^{-9} [1 + 0,017(89 - 20)] = 4,6 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Аналогично для нижней части колонны находим:

$$D_{xn} = 5,11 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии в паровой фазе может быть вычислен по уравнению

$$D_{yв} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} T^{3/2}}{P (v_6^{1/3} + v_7^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_6} + \frac{1}{M_7}}, \quad (6.25)$$

где T — средняя температура в соответствующей части колонны, К; P — абсолютное давление в колонне, Па.

Тогда для верхней части колонны

$$D_{yв} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} (273 + 89)^{3/2}}{10^5 (96^{1/3} + 118,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78} + \frac{1}{92}} = 5,06 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Аналогично для нижней части колонны получим:

$$D_{yn} = 5,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Таким образом, для верхней части колонны

$$h_{xв} = 0,258 \cdot 0,068 \cdot 0,92 \left(\frac{0,298 \cdot 10^{-3}}{796 \cdot 4,6 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,5} \cdot 3^{0,15} = 0,173 \text{ м};$$

$$h_{yn} = \frac{0,0175 \cdot 205 \left(\frac{0,0091 \cdot 10^{-3}}{2,73 \cdot 5,06 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,5} \cdot 1,6 \cdot 3^{0,33}}{\left[\frac{3,84 \cdot 0,298^{0,16}}{0,785 \cdot 1,6^2} \left(\frac{1000}{796} \right)^{1,25} \left(\frac{72,8 \cdot 10^{-3}}{20 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,8} \right]^{0,6}} = 2,27 \text{ м}.$$

Для нижней части колонны

$$h_{xn} = 0,258 \cdot 0,084 \cdot 0,78 \left(\frac{0,269 \cdot 10^{-3}}{796 \cdot 5,11 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,5} \cdot 3^{0,15} = 0,162 \text{ м};$$

$$h_{yn} = \frac{0,0175 \cdot 205 \left(\frac{0,0092 \cdot 10^{-3}}{2,85 \cdot 5,39 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,5} \cdot 1,6 \cdot 3^{0,33}}{\left[\frac{9,29 \cdot 0,269^{0,16}}{0,785 \cdot 1,6^2} \left(\frac{1000}{796} \right)^{1,25} \left(\frac{72,8 \cdot 10^{-3}}{20 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,8} \right]^{0,6}} = 1,29 \text{ м}.$$

По уравнению (6.17) находим общую высоту единицы переноса для верхней и нижней частей колонны:

$$h_{о,в} = 2,27 + 0,625(2,1 + 1)0,173/2,1 = 2,43 \text{ м};$$

$$h_{о,н} = 1,29 + 1,51(2,1 + 1)0,162/(2,1 + 2,6) = 1,45 \text{ м}.$$

Значения $m = 0,625$ для верхней части колонны и $m = 1,51$ — для нижней определены арифметическим усреднением локальных значений m в интервалах изменения составов жидкости соответственно от x_F до x_P и от x_W до x_F .

Высота насадки в верхней и нижней частях колонны равна соответственно:

$$H_в = 2,43 \cdot 8,37 = 20,3 \text{ м}; \quad H_н = 1,45 \cdot 8,75 = 12,7 \text{ м}.$$

Общая высота насадки в колонне

$$H = 20,3 + 12,7 = 33 \text{ м}.$$

С учетом того, что высота слоя насадки в одной секции $Z = 3$ м, общее число секций в колонне составляет 11 (7 секций в верхней части и 4 — в нижней).

Общую высоту ректификационной колонны определяют по уравнению

$$H_k = Zn + (n - 1)h_p + Z_в + Z_н, \quad (6.26)$$

где Z — высота насадки в одной секции, м; n — число секций; h_p — высота промежутков между секциями насадки, в которых устанавливают распределители жидкости, м; $Z_в$ и $Z_н$ — соответственно высота сепарационного пространства над насадкой и расстояние между дном колонны и насадкой, м.

Значения $Z_в$ и $Z_н$ выбирают в соответствии с рекомендациями [10]:

Диаметр колонны, мм	$Z_в$, мм	$Z_н$, мм
400—1000	600	1500
1200—2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

Общая высота колонны

$$H_k = 3 \cdot 11 + 10 \cdot 0,5 + 1,0 + 2,0 = 41 \text{ м}.$$

В каталоге [10] приведены конструкции и геометрические размеры тарелок для распределения жидкости, подаваемой на орошение колонны, и устройств для перераспределения жидкости между слоями насадки (см. Приложение 5.2).

6.1.4. Гидравлическое сопротивление насадки

Гидравлическое сопротивление насадки ΔP находят по уравнению

$$\Delta P = 10^{169U} \Delta P_c. \quad (6.27)$$

Гидравлическое сопротивление сухой неорошаемой насадки ΔP_c рассчитывают по уравнению [1]:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{\omega^2 \rho_y}{2\varepsilon^2}, \quad (6.28)$$

где λ — коэффициент сопротивления сухой насадки, зависящий от режима движения газа в насадке.

Критерий Рейнольдса для газа в верхней и нижней частях колонны соответственно равен:

$$Re_{yв} = \frac{\omega_{в} d_s \rho_{yв}}{\nu_{\mu_{yв}}} = \frac{1,02 \cdot 0,035 \cdot 2,73}{0,785 \cdot 0,0091 \cdot 10^{-3}} = 14\,000;$$

$$Re_{yн} = \frac{\omega_{н} d_s \rho_{yн}}{\nu_{\mu_{yн}}} = \frac{1,06 \cdot 0,035 \cdot 2,85}{0,785 \cdot 0,0092 \cdot 10^{-3}} = 15\,100.$$

Следовательно, режим движения турбулентный.

Для турбулентного режима коэффициент сопротивления сухой насадки в виде беспорядочно засыпанных колец Рашига находят по уравнению

$$\lambda = 16/Re_y^{0,2}$$

Для верхней и нижней частей колонны соответственно получим:

$$\lambda_{в} = 16/1400^{0,2} = 2,36; \quad \lambda_{н} = 16/15100^{0,2} = 2,34.$$

Коэффициенты сопротивления для других режимов и различных типов насадок приведены в гл. 5 (разд. 5.1.8).

Гидравлическое сопротивление сухой насадки в верхней и нижней частях колонны равно:

$$\Delta P_{cв} = 2,36 \frac{21}{0,035} \cdot \frac{1,02^2 \cdot 2,73}{2 \cdot 0,785^2} = 3180 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{cн} = 2,34 \frac{12}{0,035} \cdot \frac{1,06^2 \cdot 2,85}{2 \cdot 0,785^2} = 2030 \text{ Па.}$$

Плотность орошения в верхней и нижней частях колонны определим по формулам:

$$U_{в} = L_{в} / (\rho_r 0,785 d^2); \quad U_{н} = L_{н} / (\rho_r 0,785 d^2). \quad (6.29)$$

Подставив численные значения, получим:

$$U_{в} = 3,84 / (796 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2) = 0,0024 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$U_{н} = 8,98 / (796 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2) = 0,0056 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в верхней и нижней частях колонны:

$$\Delta P_{в} = 10^{169 \cdot 0,0024} 3180 = 7550 \text{ Па}; \quad \Delta P_{н} = 10^{169 \cdot 0,0056} 2030 = 18\,000 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в колонне:

$$\Delta P = \Delta P_{в} + \Delta P_{н} = 7550 + 18000 = 25\,550 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление насадки составляет основную долю общего сопротивления ректификационной колонны. Общее же сопротивление колонны складывается из сопротивлений орошаемой насадки, опорных решеток, соединительных паропроводов от кипятильника к колонне и от колонны к дефлегматору. Общее гидравлическое сопротивление ректификационной колонны обуславливает давление и, следовательно, температуру кипения жидкости в испарителе. При ректификации под вакуумом гидравлическое сопротивление может существенно отразиться также на относительной летучести компонентов смеси, т. е. изменить положение линии равновесия.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры ректификационной колонны ряда явлений (таких как неравномерность распределения жидкости при орошении, обратное перемешивание, тепловые эффекты и др.), что иногда может внести в расчет существенные ошибки. Оценить влияние каждого из них можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [8, 11, 12] и в гл. 3. Последовательность приведенного расчета рекомендуется сохранить и для колонн с насадками других типов. Расчетные зависимости для определения предельных нагрузок по фазам, коэффициентов массоотдачи и гидравлического сопротивления насадок достаточно полно представлены в литературе [1, 11] и в гл. 5.

6.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема аппарата, его стоимость и др.) ряд требований может определяться спецификой производства: большим интервалом устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, способностью тарелок работать в среде загрязненных жидкостей, возможностью защиты от коррозии и т. п. Зачастую эти качества становятся преобладающими, определяющими пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе. Для предварительного выбора конструкции тарелок можно воспользоваться табл. 5.2.

Размеры тарельчатой колонны (диаметр и высота) обусловлены нагрузками по пару и жидкости, типом контактного устройства (тарелки), физическими свойствами взаимодействующих фаз.

Нагрузки по пару и жидкости и флегмовое число определены при расчете насадочной колонны (см. разд. 6.1.1).

Ректификацию жидкостей, не содержащих взвешенные частицы и не инкрустирующих, при атмосферном давлении в аппаратах большой производительности часто осуществляют на ситчатых переточных тарелках. Поэтому приведем пример расчета ректификационной колонны с ситчатыми тарелками.

6.2.1. Скорость пара и диаметр колонны

Расчет скорости пара в колоннах с тарелками различных конструкций выполняется по уравнениям, приведенным в разд. 5.2.1. Для ситчатых тарелок рекомендуется уравнение (5.33).

Допустимая скорость в верхней и нижней частях колонны соответственно равна:

$$\omega_n = 0,05\sqrt{796/2,73} = 0,853 \text{ м/с}; \quad \omega_n = 0,05\sqrt{796/2,85} = 0,834 \text{ м/с}.$$

Ориентировочный диаметр колонны определяют из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{4G / (\pi \omega \rho_g)}$$

Как правило, несмотря на разницу в рассчитанных диаметрах укрепляющей и исчерпывающей частей колонны (вследствие различия скоростей и расходов паров), изготавливают колонну единого диаметра, равного большему из рассчитанных.

В данном случае скорости w_v и w_n мало отличаются друг от друга; используем в расчете среднюю скорость паров:

$$w = (0,853 + 0,834) / 2 = 0,844 \text{ м/с.}$$

Принимаем средний массовый поток пара в колонне G равным полусумме G_v и G_n :

$$G = (5,58 + 6,04) / 2 = 5,81 \text{ кг/с.}$$

Средняя плотность паров

$$\rho_y = (\rho_{yv} + \rho_{yn}) / 2 = (2,73 + 2,85) / 2 = 2,79 \text{ кг/м}^3.$$

Диаметр колонны

$$d = \sqrt{(4 \cdot 5,81) / (3,14 \cdot 0,844 \cdot 2,79)} = 1,77 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр обечайки колонны (см. разд. 5.1.4) $d = 1,8$ м. При этом рабочая скорость пара

$$w = 0,844 (1,77 / 1,8)^2 = 0,82 \text{ м/с.}$$

По каталогу [10] для колонны диаметром 1800 мм выбираем ситчатую однопоточную тарелку ТС-Р со следующими конструктивными размерами (см. гл. 5, Приложение 5.2):

Диаметр отверстий в тарелке d_o	8 мм
Шаг между отверстиями l	15 мм
Свободное сечение тарелки F_c	18,8 %
Высота переливного порога $h_{пер}$	30 мм
Ширина переливного порога b	1050 мм
Рабочее сечение тарелки S_r	2,294 м ²

Скорость пара в рабочем сечении тарелки

$$w_r = w \cdot 0,785 d^2 / S_r = 0,82 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2 / 2,294 = 0,91 \text{ м/с.}$$

6.2.2. Высота колонны

Как показано выше (разд. 3.1.8), число действительных тарелок в колонне может быть определено графоаналитическим методом (построением кинетической линии). Для этого необходимо рассчитать общую эффективность массопередачи на тарелке (к. п. д. по Мэрфри). Эффективность тарелки по Мэрфри E_{My} с учетом продольного перемешивания, межтарельчатого уноса и доли байпасирующей жидкости приблизительно определяется следующими уравнениями [14]:

$$E_{My} = \frac{E'_{My}}{1 + e\lambda E'_{My} / [m(1-\theta)]}; \quad (6.30)$$

$$E'_{My} = \frac{E''_{My}}{1 + \lambda\theta E''_{My} / (1-\theta)}; \quad (6.31)$$

$$E''_{My} = \frac{E_y}{B} \left[\left(1 + \frac{B}{S} \right)^S - 1 \right]; \quad (6.32)$$

$$B = \frac{\lambda(E_y + e/m)}{(1-\theta)(1 + e\lambda/m)}, \quad (6.33)$$

где $\lambda = m(R+1)R$ — фактор массопередачи для укрепляющей части колонны; $\lambda = m(R+1)/(R+f)$ — фактор массопередачи для исчерпывающей части колонны; E_y — локальная эффективность по пару; e — межтарельчатый унос жидкости, кг жидкости/кг пара; θ — доля байпасирующей жидкости; S — число ячеек полного перемешивания; m — коэффициент распределения компонента по фазам в условиях равновесия.

Локальная эффективность E_y связана с общим числом единиц переноса по паровой

фазе на тарелке n_{oy} следующим соотношением:

$$E_y = 1 - e^{-n_{oy}}, \quad (6.34)$$

где

$$n_{oy} = K_{yf} M' / (\omega_r \rho_y). \quad (6.35)$$

Здесь K_{yf} — в кмоль/(м²·с); M' — средняя молярная масса паров, кг/кмоль.

В настоящее время нет достаточно надежных данных для определения поверхности контакта фаз, особенно эффективной поверхности массопередачи при барботаже на тарелках. Поэтому обычно в расчетах тарельчатых колонн используют коэффициенты массопередачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки (K_{yf}). Коэффициент K_{yf} определяют по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_{yf} = \frac{1}{1/\beta_{yf} + m/\beta_{xl}}, \quad (6.36)$$

где β_{xl} и β_{yf} — коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки соответственно для жидкой и паровой фаз, кмоль/(м²·с).

В литературе приводится ряд зависимостей для определения коэффициентов массоотдачи на тарелках различных конструкций. Однако большинство их получено путем обобщения экспериментальных данных по абсорбции и десорбции газов и испарению жидкостей в газовый поток. В ряде работ показано, что с достаточной степенью приближения эти данные можно использовать для определения коэффициентов массоотдачи процессов ректификации бинарных систем, для которых молярные теплоты испарения компонентов приблизительно равны. В частности, для тарелок барботажного типа рекомендуются [15] обобщенные критериальные уравнения типа (5.39), которые приводятся к удобному для расчетов виду:

$$\beta_{xl} = 6,24 \cdot 10^5 D_x^{0,5} \left(\frac{U}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (6.37)$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 F_c D_y^{0,5} \left(\frac{\omega_r}{\varepsilon} \right)^{0,5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (6.38)$$

По этим уравнениям получают удовлетворительные результаты для расчета нейтральных и положительных бинарных смесей. Для отрицательных смесей необходимо учитывать поверхностную конвекцию. Методика учета этого явления в тарельчатых колоннах приведена в монографии [16].

Анализ результатов расчетов показал, что коэффициенты массоотдачи для колпачковых тарелок, определяемые по уравнениям (6.37) и (6.38), оказываются завышенными. Это объясняется тем, что величина h_0 , рассчитываемая по уравнению (5.48), включает полный запас жидкости на тарелке, значительная доля которой не участвует в образовании поверхности контакта фаз, в то время как h_0 в уравнениях (6.37) и (6.38) отражает влияние этой поверхности на коэффициенты массоотдачи. Для определения эффективности колпачковых тарелок могут быть рекомендованы уравнения (3.73).

6.2.3. Высота светлого слоя жидкости на тарелке и паросодержание барботажного слоя

Высоту светлого слоя жидкости h_0 для ситчатых тарелок находят по уравнению

$$h_0 = 0,787 q^{0,2} h_{пер}^{0,56} \omega_r^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_x)] (\sigma_x / \sigma_b)^{0,09}, \quad (6.39)$$

где $q = L(\rho_x b)$ — удельный расход жидкости на 1 м ширины сливной перегородки, м²/с; b — ширина сливной перегородки, м; $h_{пер}$ — высота переливной перегородки, м; σ_x ,

σ_n — поверхностное натяжение соответственно жидкости и воды при средней температуре в колонне; μ_x — в мПа·с; $m = 0,05 - 4,6h_{пер} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,03 = -0,088$.

Для верхней части колонны

$$h_{0в} = 0,787 \left(\frac{3,84}{796 \cdot 1,05} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,91^{-0,088} [1 - 0,31 \cdot 2,72^{-0,11 \cdot 0,298}] \left(\frac{20}{60} \right)^{0,09} = 0,0229 \text{ м.}$$

Для нижней части колонны

$$h_{0н} = 0,787 \left(\frac{9,29}{796 \cdot 1,05} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,91^{-0,088} [1 - 0,31 \cdot 2,72^{-0,11 \cdot 0,269}] \left(\frac{20}{60} \right)^{0,09} = 0,0275 \text{ м.}$$

Паросодержание барботажного слоя ϵ находят по формуле

$$\epsilon = \sqrt{F\Gamma} / (1 + \sqrt{F\Gamma}),$$

где $F\Gamma = w_i^2 / (gh_0)$.

Для верхней части колонны

$$F\Gamma_v = \frac{0,91^2}{9,8 \cdot 0,0229} = 3,68; \quad \epsilon_v = \frac{\sqrt{3,68}}{1 + \sqrt{3,68}} = 0,66.$$

Для нижней части колонны

$$F\Gamma_n = \frac{0,91^2}{9,8 \cdot 0,0275} = 3,07; \quad \epsilon_n = \frac{\sqrt{3,07}}{1 + \sqrt{3,07}} = 0,64.$$

Формулы для расчета гидродинамических параметров тарелок других типов приведены в гл. 5 (разд. 5.2.3).

6.2.4. Коэффициенты массопередачи и высота колонны

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой D_x и паровой D_y фазах (см. разд. 6.1.3), вычисляем коэффициенты массоотдачи.

Для верхней части колонны:

коэффициент массоотдачи в жидкой фазе

$$\beta_{xI} = 6,24 \cdot 10^5 (4,6 \cdot 10^{-9})^{0,5} \left[\frac{3,84}{796 \cdot 2,294 (1 - 0,66)} \right]^{0,5} 0,0229 \left(\frac{0,0091}{0,298 + 0,0091} \right)^{0,5} = 0,0138 \text{ м/с;}$$

коэффициент массоотдачи в паровой фазе

$$\beta_{yI} = 6,24 \cdot 10^5 (5,06 \cdot 10^{-6})^{0,5} 0,188 \left(\frac{0,91}{0,66} \right)^{0,5} 0,0229 \left(\frac{0,0091}{0,298 + 0,0091} \right)^{0,5} = 1,22 \text{ м/с;}$$

Для нижней части колонны:

коэффициент массоотдачи в жидкой фазе

$$\beta_{xI} = 6,24 \cdot 10^5 (5,11 \cdot 10^{-9})^{0,5} \left[\frac{9,29}{796 \cdot 2,294 (1 - 0,64)} \right]^{0,5} 0,0275 \left(\frac{0,0092}{0,269 + 0,0092} \right)^{0,5} = 0,0282 \text{ м/с;}$$

коэффициент массоотдачи в паровой фазе

$$\beta_{yI} = 6,24 \cdot 10^5 (5,39 \cdot 10^{-6})^{0,5} 0,188 \left(\frac{0,91}{0,64} \right)^{0,5} 0,0275 \left(\frac{0,0092}{0,269 + 0,0092} \right)^{0,5} = 1,6 \text{ м/с.}$$

Пересчитаем коэффициенты массоотдачи на кмоль/(м²·с):
для верхней части колонны

$$\beta_{xI} = 0,0138 \frac{\rho_x}{M_n} = 0,0138 \frac{796}{82,4} = 0,124 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{с);}$$

$$\beta_{yI} = 1,22 \frac{\rho_{yII}}{M_n'} = 1,22 \frac{2,73}{81,1} = 0,041 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{с);}$$

$$\beta_{x1} = 0,0282 \frac{\rho_x}{M_n} = 0,0282 \frac{796}{89,1} = 0,252 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\beta_{y1} = 1,6 \frac{\rho_{y1}}{M_n'} = 1,6 \frac{2,85}{87,8} = 0,052 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Коэффициенты массоотдачи, рассчитанные по средним значениям скоростей и физических свойств паровой и жидкой фаз, постоянны для верхней и нижней частей колонны. В то же время коэффициент массопередачи — величина переменная, зависящая от кривизны линии равновесия, т. е. от коэффициента распределения. Поэтому для определения данных, по которым строится кинетическая линия, необходимо вычислить несколько значений коэффициента массопередачи в интервале изменения состава жидкости от x_w до x_p . Ниже дан пример расчета для определения координат одной точки кинетической линии.

Пусть $x = 0,6$. Коэффициент распределения компонента по фазам (тангенс угла наклона равновесной линии в этой точке) $m = 0,77$

Коэффициент массопередачи K_{y1} вычисляем по коэффициентам массоотдачи в верхней части колонны:

$$K_{y1} = 1 / (1/0,041 + 0,77/0,124) = 0,033 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Общее число единиц переноса на тарелку $n_{0,y}$ находим по уравнению (6.33):

$$n_{0,y} = 0,033 \cdot 81,1 / (0,91 \cdot 2,73) = 1,1.$$

Локальная эффективность по уравнению (6.34) равна:

$$E_y = 1 - 2,72^{-1,1} = 0,67$$

Для определения эффективности по Мэрффи $E_{M,y}$ необходимо рассчитать также фактор массопередачи λ , долю байпасирующей жидкости θ , число ячеек полного перемешивания S и межтарельчатый унос e .

Фактор массопередачи для верхней части колонны:

$$\lambda = m(R+1)/R = 0,77(2,1+1)/2,1 = 1,137$$

Долю байпасирующей жидкости θ для различных конструкций тарелок можно найти в монографии [5]. Для ситчатых тарелок при факторе скорости $F = \omega_r \sqrt{\rho_y} = 1,5$ принимают $\theta = 0,1$.

Число ячеек полного перемешивания S для ситчатых тарелок в колоннах диаметром до 600 мм можно рассчитать по уравнению [11]:

$$S = A \text{Re}_y^m \text{Re}_x^n (h_u/d_0)^p F^q, \quad (6.40)$$

где $\text{Re}_y = \omega_r d_0 \rho_y / (F_c \mu_y)$ — критерий Рейнольдса для пара в отверстиях тарелки; $\text{Re}_x = L d_0 / (S_c \mu_x)$ — критерий Рейнольдса для жидкости.

Значения коэффициентов и показателей степеней в уравнении (6.40) приведены ниже:

Гидродинамический режим	A	m	n	p	q
Пузырьковый	52,6	-0,36	0,26	-0,35	0,20
Пенный	45,4	-0,52	0,60	-0,5	0,28
Инжекционный	38,5	-0,65	0,16	-0,2	0,08

Для колонн диаметром более 600 мм с ситчатыми, колпачковыми и клапанными тарелками отсутствуют надежные данные по продольному перемешиванию жидкости, поэтому с достаточной степенью приближения можно считать, что одна ячейка перемешивания соответствует длине пути жидкости $l = 300-400$ мм.

Примем $l = 350$ мм и определим число ячеек полного перемешивания S как отношение длины пути жидкости на тарелке l_r к длине l . Определим длину пути жидкости l_r как

расстояние между переливными устройствами:

$$l_7 = \sqrt{d^2 - b^2} = \sqrt{1,8^2 - 1,05^2} = 1,46 \text{ м.}$$

Тогда число ячеек полного перемешивания на тарелке $S = 1,46/0,35 \approx 4$.

Для провальных тарелок можно принять $S = 1$.

Унос жидкости для тарелок различных конструкций можно найти по закономерностям, приведенным в разд. 5.2.6.

Относительный унос жидкости e в тарельчатых колоннах определяется в основном скоростью пара, высотой сепарационного пространства и физическими свойствами жидкости и пара. В настоящее время нет надежных зависимостей, учитывающих влияние физических свойств потоков на унос, особенно для процессов ректификации. Для этих процессов унос можно оценить с помощью графических данных, представленных на рис. 6.7 [5]. По этим данным унос на тарелках различных конструкций является функцией комплекса $w_T/(mH_c)$. Коэффициент m , учитывающий влияние на унос физических свойств жидкости и пара, определяют по уравнению

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma_x}{\rho_y} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_x - \rho_y}{\mu_y} \right)^{0,425} \quad (6.41)$$

откуда

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{20 \cdot 10^{-3}}{2,73} \right)^{0,295} \left(\frac{796 - 2,73}{0,00915 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,425} = 0,629.$$

Высота сепарационного пространства H_c равна расстоянию между верхним уровнем барботажного слоя и плоскостью тарелки, расположенной выше:

$$H_c = H - h_n, \quad (6.42)$$

где H — межтарельчатое расстояние, м; $h_n = h_0/(1 - \epsilon)$ — высота барботажного слоя (пены), м.

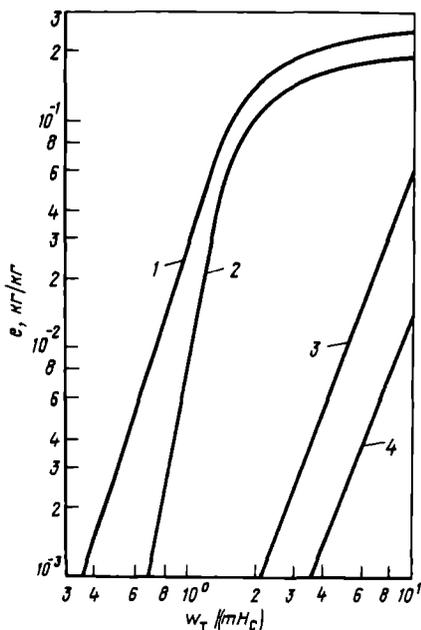
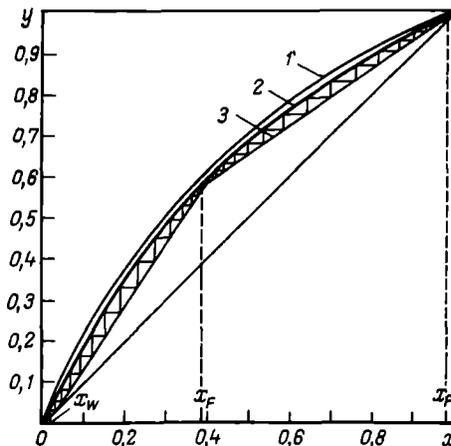


Рис. 6.7. Зависимость относительного уноса жидкости e от комплекса $w_T/(mH_c)$ для тарелок различных конструкций: 1 — колпачковой; 2 — ситчатой; 3 — провальной решетчатой; 4 — клапанной балластной

Рис. 6.8. Определение числа действительных тарелок: 1 — линия равновесия; 2 — кинетическая линия; 3 — рабочие линии



В соответствии с каталогом [10] для колонны диаметром 1800 мм расстояние $H=0,5$ м. Высота сепарационного пространства в нижней части колонны меньше, чем в верхней, поэтому определим h_n для низа колонны:

$$h_n = 0,0275 / (1 - 0,64) = 0,076 \text{ м.}$$

Тогда

$$H_c = 0,5 - 0,076 = 0,424; \quad \omega_T / (mH_c) = 0,91 / (0,629 \cdot 0,424) = 3,41.$$

При таком значении комплекса $\omega_T / (mH_c)$ унос $e = 0,12$ кг/кг. Унос жидкости в верхней части колонны мало отличается от уноса в нижней части и в нашем примере $e = 0,11$ кг/кг.

Подставляя в уравнения (6.30) — (6.33) вычисленные значения m , E_y , θ , S и e , определяем к. п. д. по Мэрфри E_{My} :

$$B = \frac{1,137 (0,67 + 0,12/0,77)}{(1 - 0,1) (1 + 0,12 \cdot 1,137/0,77)} = 0,886.$$

$$E''_{My} = \frac{0,67}{0,886} \left[\left(1 + \frac{0,886}{4} \right)^4 - 1 \right] = 0,927;$$

$$E'_{My} = \frac{0,927}{1 + 1,137 \cdot 0,1 \cdot 0,927 / (1 - 0,1)} = 0,83.$$

$$E_{My} = \frac{0,83}{1 + 0,12 \cdot 1,137 \cdot 0,83 / [0,77 (1 - 0,1)]} = 0,71.$$

Зная эффективность по Мэрфри, можно определить концентрацию легколетучего компонента в паре на выходе из тарелке y_k по соотношению

$$E_{My} = (y_k - y_n) / (y^* - y_n), \quad (6.43)$$

где y_n и y^* — концентрация соответственно легколетучего компонента в паре на входе в тарелку и равновесная с жидкостью на тарелке.

Отсюда

$$y_k = 0,725 + 0,71 (0,79 - 0,725) = 0,77$$

Аналогичным образом подсчитаны y_k для других составов жидкости. Результаты расчета параметров, необходимых для построения кинетической линии, приведены ниже:

Параметр	Нижняя часть колонны				Верхняя часть колонны			
	0,05	0,15	0,30	0,45	0,60	0,75	0,90	
x	0,05	0,15	0,30	0,45	0,60	0,75	0,90	
m	2,25	1,73	1,30	0,90	0,77	0,60	0,47	
K_{Hl}	0,039	0,041	0,043	0,034	0,033	0,036	0,036	
$n_{o,y}$	1,314	1,384	1,449	1,097	1,110	1,159	1,185	
E_y	0,732	0,750	0,765	0,667	0,670	0,686	0,694	
B	1,20	0,96	0,74	1,0	0,89	0,74	0,62	
E''_{My}	1,13	1,07	0,98	0,97	0,93	0,90	0,87	
E'_{My}	0,95	0,92	0,90	0,84	0,83	0,83	0,81	
E_{My}	0,88	0,85	0,83	0,72	0,71	0,71	0,70	
y_k	0,11	0,28	0,49	0,66	0,77	0,86	0,95	

Взяв отсюда значения x и y_k , наносят на диаграмму $x-y$ точки, по которым проводят кинетическую линию (рис. 6.8). Построением ступеней между рабочей и кинетической линиями в интервалах концентраций от x_p до x_f определяют число действительных тарелок для верхней (укрепляющей) части N_b и в интервалах от x_f до x_w — число действительных тарелок для нижней (исчерпывающей) части колонны N_n . Общее число действительных тарелок

$$N = N_b + N_n = 17 + 14 = 31.$$

Высоту тарельчатой ректификационной колонны определим по формуле

$$H_k = (N - 1)h + z_v + z_n, \quad (6.44)$$

где h — расстояние между тарелками, м; z_v , z_n — расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между дном колонны и нижней тарелкой, м. Выбор значений z_v и z_n см. в разд. 5.1.7 и 6.1.3. Подставив, получим:

$$H_k = (31 - 1)0,5 + 1,0 + 2,0 = 18 \text{ м.}$$

6.2.5. Гидравлическое сопротивление тарелок колонны

Гидравлическое сопротивление тарелок колонны ΔP_k определяют по формуле

$$\Delta P_k = \Delta P_v N_v + \Delta P_n N_n, \quad (6.45)$$

где ΔP_v и ΔP_n — гидравлическое сопротивление тарелки соответственно верхней и нижней частей колонны, Па.

Полное гидравлическое сопротивление тарелки складывается из трех слагаемых (см. разд. 5.2.7).

Гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки по уравнению (5.57) равно

$$\Delta P_c = 1,85 \cdot 0,91^2 \cdot 2,79 / (2 \cdot 0,188^2) = 60,5 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелках различно для верхней и нижней частей колонны:

$$\Delta P_{nv} = g \rho_L h_{ов} = 9,8 \cdot 796 \cdot 0,0229 = 178,6 \text{ Па;}$$

$$\Delta P_{nn} = g \rho_L h_{он} = 9,8 \cdot 796 \cdot 0,0275 = 214,5 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, равно

$$\Delta P_\sigma = 4\sigma/d_s = 4 \cdot 20 \cdot 10^{-3} / 0,008 = 10 \text{ Па.}$$

Тогда полное сопротивление одной тарелки верхней и нижней частей колонны равно:

$$\Delta P_v = 60,5 + 178,6 + 10 = 249,1 \text{ Па;} \quad \Delta P_n = 60,5 + 214,5 + 10 = 285,0 \text{ Па.}$$

Полное гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

$$\Delta P_k = 249,1 \cdot 17 + 285 \cdot 14 = 8225 \text{ Па.}$$

*

В дальнейшем расчету и подбору подлежат следующие параметры и аппараты: объем и размеры емкостей для исходной смеси и продуктов разделения [17]; напор и марка насосов (см. гл. 1); конструкция и поверхность теплообменной аппаратуры (см. гл. 2); диаметры трубопроводов и штуцеров (см. гл. 1); конденсатоотводчики (см. гл. 2); распределители жидкости и перераспределители потоков (см. гл. 5, Приложение 5.2); расчет толщины теплоизоляционного покрытия (см. гл. 4).

Определение оптимальных конструкций и режимов работы ректификационных колонн рационально выполнять, используя электронно-вычислительную технику. Методика проведения таких расчетов приведена в литературе [18].

Расчет ректификации многокомпонентных смесей выполняют, как правило, с помощью ЭВМ. Оптимальное проектирование и расчет таких установок подробно изложены в литературе [12, 19, 20].

6.3. ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОГО ВАРИАНТА РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Использование ЭВМ для расчета ректификационной установки, включающей колонну, теплообменники, другое вспомогательное оборудование, позволяет просчитать два или несколько вариантов с последующим выбором наилучшего из них или даже оптимального в технико-экономическом отношении. При поиске наилучшего или оптимального варианта можно изменять флегмовое число, а также конструктивные характеристики колонны (ее диаметр, межтарельчатое расстояние, тип и параметры контактных устройств) в соответствии с дискретными значениями нормализованных размеров и пределами устойчивой и эффективной работы. Возможны также некоторые изменения технологической схемы, например с целью утилизации тепла. В качестве критерия оптимизации можно принять минимум приведенных затрат, которые рассчитывают по формуле [17]

$$П = EK + Э, \quad (6.46)$$

где E — нормативный коэффициент эффективности капиталовложений, который можно принять равным $0,15 \text{ год}^{-1}$ [21]; K — капитальные затраты; $Э$ — эксплуатационные затраты.

Капитальные затраты складываются из стоимости колонны $Ц_k$, стоимости трубопроводов, арматуры, КИП, фундаментов, затрат на доставку и монтаж установки и стоимости вспомогательного оборудования (испарителя $Ц_n$, дефлегматора $Ц_d$, подогревателя исходной смеси $Ц_{н1}$, холодильников дистиллята и кубового остатка $Ц_{хд}$, $Ц_{хк}$, насосов $Ц_{н1}$, $Ц_{н2}$, ...):

$$K = 1,7Ц_k + \sum Ц_{всп \text{ об}}. \quad (6.47)$$

Если при поиске оптимального варианта не предусмотрено изменение технологической схемы, то в стоимость вспомогательного оборудования ($\sum Ц_{всп \text{ об}}$) достаточно включить только стоимости испарителя и дефлегматора, поскольку другое оборудование остается практически неизменным при изменении флегмового числа или конструкции колонны. В этом случае

$$K = 1,7Ц_k + Ц_n + Ц_d. \quad (6.48)$$

Стоимость колонны зависит от типа, материала, диаметра и массы конструкции и определяется в соответствии с табл. 6.1, 6.2 [22]

Стоимость колонны (кроме колонн с клапанными тарелками) определяется как произведение массы колонны на цену за единицу массы. Масса колонны равна сумме массы корпуса и всех тарелок:

$$M_{\text{кол}} = M_{\text{кор}} + NM_{\text{тар}}. \quad (6.49)$$

Масса корпуса складывается из масс цилиндрической части, крышки, днища:

$$M_{\text{кор}} = M_{\text{цил}} + M_{\text{кр}} + M_{\text{дн}}. \quad (6.50)$$

Масса цилиндрической части колонны определяется ее высотой, зависящей от числа тарелок N и межтарельчатого расстояния H , а также диаметром колонны d и толщиной стенки обечайки δ :

$$M_{\text{цил}} = \pi d \{ (N-1) H_{\text{вт}} + z_b + z_n \} \delta \cdot \rho, \quad (6.51)$$

где ρ — плотность материала колонны; z_b и z_n — расстояния от верхней тарелки до крышки и от нижней тарелки до днища.

Массы крышки и днища можно приближенно рассчитать по формуле

$$M_{\text{кр}} + M_{\text{дн}} \approx 2d^2 \delta \rho. \quad (6.52)$$

Масса тарелки $M_{\text{тар}}$ зависит от ее конструкции и диаметра (см. Приложение 5.2, к гл. 5).

Таблица 6.1. Цены на колонные аппараты
(кроме колонн с клапанными прямоочными тарелками)

Тип колонны *	Цена в руб. за 1 т при диаметре колонны, м									
	0,4	0,4—0,5	0,5—0,8	0,8—1,2	1,2—1,6	1,6—2,2	2,2—2,6	2,6—3,2	3,2—4,0	4,0
<i>Материал — углеродистая сталь ВСтЗсп5</i>										
А	1315	1195	1070	945	855	780	735	680	740	795
Б	1430	1295	1160	1020	920	845	786	735	805	855
В	1550	1405	1255	1105	990	910	845	785	860	930
Г	1700	1540	1375	1210	1080	985	920	850	925	1000
<i>Материал — легированная сталь марки 12Х18Н10Т или 08Х22Н6Т</i>										
А	2845	2660	2470	2275	2120	2000	1920	1845	1910	1935
Б	3000	2805	2600	2385	2225	2095	2005	1925	2005	2025
В	3115	2905	2685	2455	2280	2145	2045	1960	2050	2085
Г	3385	3155	2915	2665	2460	2310	2210	2110	2195	2235
<i>Материал — легированная сталь марки 10Х17Н13М2Т</i>										
А	3720	3505	3285	3045	2860	2710	2615	2525	2600	2605
Б	3910	3675	3430	3175	2980	2825	2710	2620	2710	2715
В	4020	3770	3510	3240	3030	2865	2750	2650	2750	2765
Г	4350	4080	3805	3505	3260	3080	2955	2845	2940	2965
<i>Материал — двуслойная сталь марки ВСтЗсп5 + 12Х18Н10Т</i>										
А	2835	2645	2440	2215	2050	1915	1825	1740	1820	1845
Б	2990	2790	2570	2345	2160	2020	1915	1830	1915	1950
В	3105	2890	2660	2425	2225	2075	1965	1875	1975	2020
Г	3375	3140	2895	2635	2430	2260	2140	2035	2135	2190

* А — насадочные без стоимости насадки; Б — с решетчатыми или ситчатыми тарелками; В — с колпачковыми тарелками; Г — с тарелками, снабженными дополнительными устройствами (для отвода тепла, сепарации брызг и т. д.).

Таблица 6.2. Цены на клапанные прямоочные тарелки и корпуса колонн с этими тарелками

Диаметр колонны, м	Цена корпуса, руб. за 1 т								Цена тарелок, руб. за 1 т	
	при массе корпуса из углеродистой стали ВСтЗсп5, т				при массе корпуса из двуслойной стали ВСтЗсп5 + 08Х13, т				из стали ВСтЗсп5 + 08Х13	из стали 08Х13
	12	12—20	20—35	35	12	12—20	20—35	35		
1,0	610	555	530	500	1475	1375	1330	1280	2105	3360
1,2	595	540	515	485	1455	1355	1305	1260	1980	3165
1,4	590	535	505	480	1440	1340	1290	1250	1875	3010
1,6	575	525	495	470	1420	1320	1270	1225	1795	2870
1,8	565	515	490	460	1400	1310	1265	1220	1720	2745
2,0	550	500	475	455	1380	1290	1245	1205	1640	2630
2,2	545	495	470	445	1365	1280	1230	1200	1585	2550
2,4	530	485	455	435	1345	1260	1210	1180	1590	2480
2,6	520	475	450	430	1325	1245	1205	1165	1580	2450
2,8	505	465	440	420	1305	1230	1190	1150	1580	2340
3,0	500	455	435	415	1290	1215	1185	1145	1580	2315
3,2	510	470	450	430	1310	1235	1200	1160	1595	2320
3,4	530	485	460	440	1340	1255	1220	1180	1605	2340
3,6	550	500	475	450	1375	1285	1240	1200	1620	2360
3,8	575	520	495	465	1410	1320	1265	1220	1640	2390
4,0	600	545	520	490	1450	1355	1310	1255	1665	2430
4,0	640	580	545	520	1505	1400	1350	1300	1690	2630

Таблица 6.3. Цены на насадку из колец Рашига

Размер, мм (ГОСТ 17612—78)	Цена, руб. за 1 т		Размер, мм (ГОСТ 17612—78)	Цена, руб. за 1 т	
	керамика	фарфор		керамика	фарфор
15×15	—	325,0	80×80	75,4	160,9
25×25	90	216,7	100×100	72,5	159,2
35×35	—	382,1	120×120	74,5	163,1
50×50	66,8	143,9	150×150	65,5	141,2
60×60	—	225,2			

Стоимость колонны с клапанными прямоточными тарелками равна сумме стоимостей корпуса и тарелок.

К стоимости насадочной колонны, определенной по табл. 6.1, следует прибавить стоимость насадки. Для колец Рашига ее можно определить из табл. 6.3 [23].

Стоимость кожухотрубчатых теплообменников приведена в табл. 6.4. Стоимость теплообменников других типов см. в табл. 2.17 и 2.18.

Стоимость насосов незначительна по сравнению со стоимостью колонны и теплообменников, и при расчете общих капитальных затрат ее можно не учитывать.

Эксплуатационные расходы Э можно разделить на две группы, пропорциональные капитальным затратам и не зависящие от капитальных затрат. К первой относятся амортизационные отчисления, определяемые коэффициентом пропорциональности K_a , и расходы на текущий ремонт оборудования, определяемые коэффициентом K_p . Для химической промышленности эти коэффициенты можно определить по средним нормам [17] $K_a=0,1 \text{ год}^{-1}$, $K_p=0,05 \text{ год}^{-1}$. Ко второй группе относятся расходы на пар,

Таблица 6.4. Цены на кожухотрубчатые теплообменники типа ТН и ТЛ

Масса труб*, %	Цена (руб. за 1 т) при общей массе теплообменника, т									
	0,35	0,35—0,75	0,75—1,4	1,4—2,3	2,3—3,8	3,8—5,9	5,9—12,0	12,0—20,0	20,0—35,0	35,0
<i>Кожух — ВСтЗсп5, трубы — Ст20</i>										
10—20	1625	1360	1165	1030	940	855	770	695	635	575
30	1510	1280	1115	1005	920	855	780	715	665	610
40	1410	1215	1085	890	915	850	790	730	690	640
50	1330	1170	1055	975	915	860	810	755	710	670
60	1270	1135	1040	970	915	870	815	775	740	700
70	1225	1110	1025	970	920	885	840	800	770	730
80	1200	1110	1030	985	935	905	860	825	795	760
<i>Кожух — 12Х18Н10Т, трубы — 12Х18Н10Т</i>										
10—20	3215	2895	2660	2505	2385	2295	2185	2095	2020	1940
30	3155	2885	2685	2555	2450	2370	2280	2200	2140	2075
40	3105	2875	2710	2605	2510	2435	2360	2285	2235	2180
50	3075	2880	2745	2655	2580	2520	2455	2385	2330	2280
60	3060	2900	2790	2705	2640	2585	2520	2475	2435	2385
70	3070	2935	2830	2765	2705	2670	26+5	+565	2535	2485
80	3095	2980	2890	2835	2780	2740	2700	2650	2620	2580

* Относительная масса труб в общей массе аппарата. Общую массу теплообменников определяют по соответствующим каталогам — см. библиографический список к гл. 2 (масса некоторых типов теплообменников приведена в табл. 2.10, 2.13, 2.15, 2.16).

Массу труб рассчитывают по уравнению

$$M_{тр} = \pi d_{cp} H n \delta \rho \approx 15,7F,$$

где d_{cp} — средний диаметр труб; H — длина труб; n — число труб; δ — толщина стенок труб (0,002 м); ρ — плотность материала труб ($\approx 7850 \text{ кг/м}^3$); F — номинальная поверхность теплопередачи, м^2 .

электроэнергию и воду. В результате годовые эксплуатационные расходы определяют по формуле

$$\Xi = 0,15K + (G_n \Pi_n + G_e \Pi_e + G_w \Pi_w) \tau,$$

где G_n — расход пара, т/ч; G_e — расход электроэнергии, кВт·ч; G_w — расход воды, м³/ч; Π_n — стоимость пара, руб/т; Π_e — стоимость электроэнергии, руб/(кВт·ч); Π_w — стоимость воды, руб/м³; $\tau = 800$ ч/год — продолжительность работы оборудования (в ч) за год.

Стоимости пара, электроэнергии и воды изменяются в широких пределах, в зависимости от их параметров и региона потребления [24]. Для ориентировочных расчетов можно принять: $\Pi_n = 4,5$ руб/т; $\Pi_e = 0,015$ руб/(кВт·ч); $\Pi_w = 0,03$ руб/м³.

6.4. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Периодически действующие ректификационные установки применяют для разделения однородных жидких смесей в малотоннажных производствах, когда необходимо предварительно накопить продукт, подлежащий разделению. Особенно рационально применение периодической ректификации в тех случаях, когда на разделение поступает смесь переменного состава или когда необходимо разделить многокомпонентные смеси или несколько различных смесей на одной и той же установке. В этом случае во всех процессах используют одну и ту же колонну, поэтому рассчитывают не размеры колонны, а время, необходимое для разделения каждой смеси. Вследствие того, что состав продуктов в колонне непрерывно меняется во времени, в расчетах появляется дополнительная переменная — количество удерживаемой в системе жидкости (в насадке, на тарелках, в дефлегматоре, в трубопроводах и др.). Влияние этой переменной на процесс разделения особенно существенно при глубоком исчерпывании кубовой жидкости. Учет задержки жидкости в расчетах рассмотрен в [2].

Периодическую ректификацию осуществляют на установке, схема которой показана на рис. 6.9. Исходную смесь загружают в куб-испаритель 1, снабженный нагревателем 2, в который подается какой-либо теплоноситель, например насыщенный водяной пар. Здесь жидкость доводится до кипения и испаряется. Образующиеся пары направляются в ректификационную колонну 3, где взаимодействуют с противоточно стекающей жидкостью (флегмой), поступающей из дефлегматора 4, в котором конденсируются выходящие из колонны пары, обогащенные легколетучим компонентом. Часть конденсата, предварительно охлажденная в холодильнике 5, отводится в виде готового продукта в сборники 6. Число сборников определяется потребным числом отбираемых фракций дистиллята. Разделение конденсата на флегму и дистиллят осуществляют делителем потока 7.

Периодическая ректификация может осуществляться двумя способами.

По первому способу в процессе поддерживают постоянный состав дистиллята $x_p = \text{const}$; при этом количество флегмы, поступающей в колонну, по мере уменьшения содержания легколе-

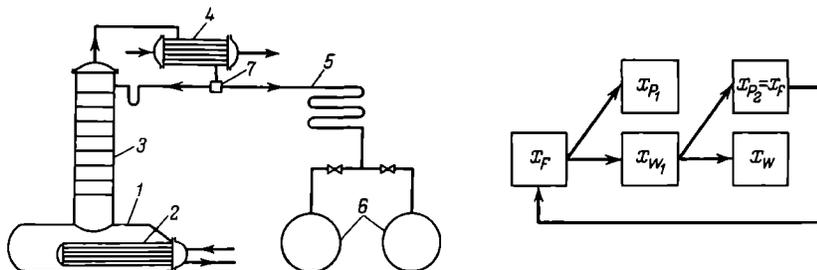


Рис. 6.9. Принципиальная схема установки периодической ректификации:

1 — куб-испаритель; 2 — нагреватель; 3 — ректификационная колонна; 4 — дефлегматор; 5 — холодильник; 6 — сборники; 7 — делитель потока

Рис. 6.10. Вариант организации процесса разделения при постоянном флегмовом числе

тучего компонента в кубе постепенно увеличивается. Реализация процесса по этому способу затруднительна ввиду необходимости одновременного регулирования подачи флегмы в колонну, теплоносителя в испаритель и хладогента в дефлегматор. Однако в связи с широким внедрением управляющих автоматизированных систем этот способ начал находить применение в промышленности.

По второму способу в процессе поддерживают постоянное флегмовое число ($R = \text{const}$); при этом состав получаемого дистиллята меняется во времени. Этот способ более широко применяют в производстве. Фракционирование (отбор n -го числа фракций) отбираемого дистиллята позволяет получать продукты практически любого состава. Один из возможных вариантов схемы периодической ректификации при постоянном флегмовом числе показан на рис. 6.10. Из первоначальной загрузки состава x_F получают первую фракцию дистиллята заданного состава x_{p1} и промежуточный остаток состава $x_{wп}$. Далее этот остаток разделяют на дистиллят состава $x_{p2} = x_F$ (вторая фракция) и кубовый остаток конечного состава $x_{wк}$. В следующем цикле ректификации вторую фракцию вновь загружают в испаритель вместе с исходной смесью. В случае необходимости первую фракцию (состава x_{p1}) можно еще раз разделить на более концентрированный по легколетучему компоненту продукт и остаток состава x_F , который вновь добавляют в исходную смесь. Таким образом можно достичь требуемой чистоты конечных продуктов.

Ниже приведен пример расчета процесса периодической ректификации, организованного по схеме, представленной на рис. 6.10.

Задание на проектирование. Рассчитать ректификационную колонну периодического действия для разделения бинарной смеси бензол — толуол по следующим данным: количество исходной смеси $F = 5000$ кг; содержание легколетучего компонента: в исходной смеси $\bar{x}_F = 40\%$ [44% (мол.)]; в кубовом остатке $\bar{x}_{wк} = 5\%$ [6% (мол.)]; давление в паровом пространстве дефлегматора $P = 0,1$ МПа.

Процесс провести при постоянном флегмовом числе $R = \text{const}$. Дистиллят получить в виде двух фракций: первой — состава \bar{x}_{p1} , который нужно рассчитать, и второй, равной по составу исходной смеси ($\bar{x}_{p2} = x_F$). Разделение провести в течение одной рабочей смены. С учетом подготовки к работе и выхода процесса на установившийся режим продолжительность работы составляет $\tau = 5$ ч.

Расчет ректификационной колонны периодического действия сводится к определению ее основных геометрических размеров — диаметра и высоты, зависящих от физических свойств фаз, типа и размеров контактных устройств, гидродинамических режимов работы колонн. При выборе гидродинамических режимов можно руководствоваться соображениями, изложенными в разд. 5.1.3 и 5.2 и в разд. 6.1.

6.4.1. Флегмовое число

Определение флегмового числа проводят технико-экономической оптимизацией. В первом приближении его можно оценить методом, изложенным в разд. 6.1.1. Однако при периодической ректификации, в отличие от непрерывной, состав дистиллята является определяемым параметром. Он зависит от условий работы колонны, в том числе и от состава дистиллята x_p в первоначальный момент времени. Поэтому расчет флегмового числа начинают с выбора состава дистиллята в начальный момент времени (состава первой капли дистиллята).

Примем x_p равным 95% (масс.), или 96% (мол.). Минимальное флегмовое число для этих условий

$$R_{\min} = (x_p - y_F^*) / (y_F^* - x_F) = (0,96 - 0,67) / (0,67 - 0,44) = 1,36,$$

где y_F^* — концентрация бензола в паре, равновесном с исходной жидкостью (рис. 6.11).

Задав несколько различных значений коэффициента избытка флегмы β , определим соответствующие им значения флегмовых чисел $R = \beta R_{\min}$ и, используя $x-y$ -диаграмму, — число теоретических ступеней изменения концентраций N . Данные расчетов представлены на рис. 6.12 и приведены ниже:

β	1,2	1,4	1,7	2,3	3,0	6,8
R	1,63	1,90	2,31	3,12	4,08	9,25
N	10,0	7,0	5,7	5,1	4,5	4,0
$N(R+1)$	26,3	20,3	18,8	21,0	22,8	41,0

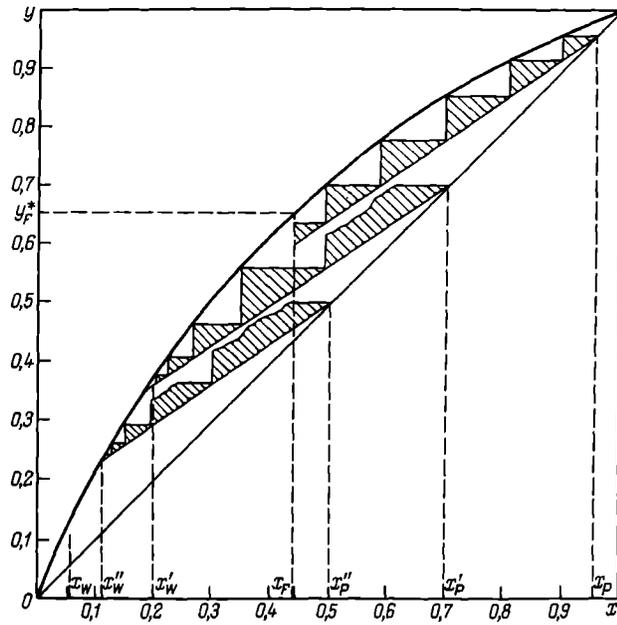


Рис. 6.11. К определению числа теоретических ступеней изменения концентраций и составов кубовой жидкости и дистиллята в произвольный момент разделения

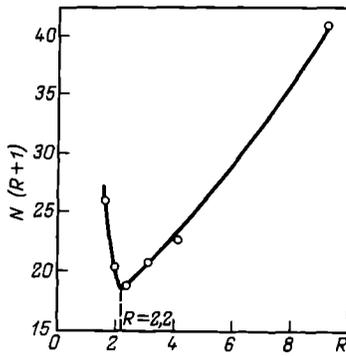


Рис. 6.12. К определению рабочего флегмового числа

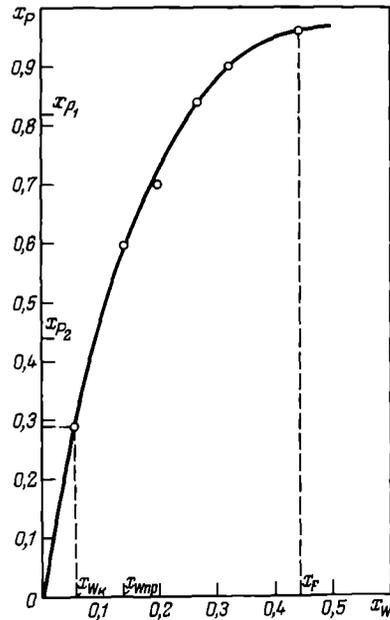


Рис. 6.13. Зависимость между составами кубовой жидкости и дистиллята

Как видим, минимум функции $N/(R+1) = f(R)$ соответствует флегмовому числу $R=2,2$.

При этом значении флегмового числа в $x-y$ -диаграмме изображают рабочую линию и графическим построением определяют необходимое число теоретических ступеней. В данном случае $N=5,7$ (см. рис. 6.11).

Принимая, что в процессе разделения при постоянном флегмовом числе высота, эквивалентная теоретической ступени, в проектируемой колонне практически постоянна, т. е. не зависит от изменения физических свойств фаз и гидродинамических условий, находим зависимость между текущей концентрацией легколетучего компонента в кубе и составом образующегося при этом дистиллята. Выбрав произвольно несколько значений x_p , строим рабочие линии при условии постоянства флегмового числа $R=2,2$. Для каждого положения рабочей линии между ней и равновесной кривой вписываем найденное для начального момента ректификации число теоретических ступеней $N=5,7$ и определяем соответствующие значения x_w . Примеры таких вычислений при $x_p=0,96$, $x_p=0,7$ и $x_p=0,5$ показаны на рис. 6.11. Зависимость $x_p=f(x_w)$ представлена на рис. 6.13 и приведена ниже:

x_p	0,96	0,90	0,84	0,70	0,60	0,50	0,20
x_w	0,44	0,32	0,27	0,20	0,14	0,11	0,04

Используя полученные данные, находим промежуточный состав кубовой жидкости x_{wnp} (при котором заканчивают отбор первой фракции дистиллята) по уравнению

$$x_{p2} = \int_{x_{wk}}^{x_{wnp}} x_p dx / (x_{wnp} - x_w) \quad (6.53)$$

с учетом того, что по условию средний состав второй фракции x_{p2} равен составу исходной смеси x_F .

Уравнение (6.53) решают численными методами путем последовательного приближения, задавая несколько значений x_{wnp} , больших x_{wk} . Величина x_{wnp} , вычисленная таким методом, оказалась равной $x_{wnp}=0,126$ [$\bar{x}_{wnp}=10,9\%$ (масс.)]. Тогда средний состав первой фракции x_{p1} , определенный по уравнению (6.53), в пределах интегрирования от x_{wnp} до x_F равен:

$$x_{p1} = \int_{0,126}^{0,44} x_p dx / (0,44 - 0,126) = 0,82 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$\bar{x}_{p1} = 79,4\% \text{ (масс.)}.$$

6.4.2. Материальный баланс колонны

Количества получаемых при разделении исходной смеси продуктов (двух фракций дистиллята P_1 и P_2 и кубового остатка W) определяем из уравнений материального баланса для каждого периода ректификации.

Для первого периода (с отбором первой фракции дистиллята)

$$F = P_1 + W_{np}; \quad F\bar{x}_F = P_1\bar{x}_{p1} + W_{np}\bar{x}_{wnp}.$$

Подставив, получим:

$$5000 = P_1 + W_{np}; \quad 5000 \cdot 0,4 = (5000 - W_{np}) \cdot 0,794 + W_{np} \cdot 0,109,$$

откуда $P_1=2120$ кг; $W_{np}=2880$ кг.

Оставшуюся кубовую жидкость W_{np} разделяют на вторую фракцию дистиллята (со средним содержанием бензола $x_{p2}=x_F$) и конечный кубовый продукт W_k состава x_{wk} .

Уравнение материального баланса для второго периода ректификации

$$W_{np} = P_2 + W_k; \quad W_{np} \bar{x}_{W_{np}} = P_2 \bar{x}_F + W_k \bar{x}_{W_k}$$

Подставив, получим:

$$2880 = P_2 + W_k; \quad 2880 \cdot 0,109 = P_2 \cdot 0,4 + W_k \cdot 0,05,$$

откуда $P_2 = 485$ кг; $W_k = 2395$ кг.

В процессе периодической ректификации происходит непрерывное изменение состава кубовой жидкости по легколетучему компоненту от x_F до x_{W_k} и, следовательно, изменение ее физических свойств и температуры кипения. При неизменных параметрах теплоносителя, подаваемого в испаритель ректификационной установки, переменным будет тепловой поток, а значит и производительность по испаряемой жидкости. Это существенно сказывается на устойчивости режимных параметров работы колонны, а в некоторых случаях может привести к выходу колонны из рабочего режима. Поэтому при ректификации с постоянным флегмовым числом стремятся организовать процесс таким образом, чтобы производительность установки оставалась практически постоянной в течение всего процесса разделения. Это осуществляют автоматическим изменением подачи теплоносителя в кипятильник в зависимости от мольной нагрузки колонны по пару.

В этом случае производительность установки по дистилляту G_D

$$G_D = (P_1/M_1 + P_2/M_2)/\tau,$$

где M_1 и M_2 — средние мольные массы соответственно первой и второй фракций дистиллята [уравнение (6.6)]

$$M_1 = 78 \cdot 0,82 + 92(1 - 0,82) = 80,5 \text{ кг/кмоль}; \quad M_2 = 78 \cdot 0,44 + 92(1 - 0,44) = 85,8 \text{ кг/кмоль};$$

$$G_D = (2120/80,5 + 485/85,5)/5 = 6,5 \text{ кмоль/ч.}$$

Далее расчет диаметра и высоты колонны проводят так же, как для колонн непрерывного действия. Расчет высоты ведут для начальных условий работы установки, т. е. при $x_W = x_F = 0,44$ кмоль/(кмоль·см) и $x_P = 0,96$ кмоль/(кмоль·см) Физические свойства пара и жидкости для расчета коэффициентов массоотдачи β_x и β_y определяют при средних концентрациях фаз в колонне в начальный момент времени и соответствующих им температурах.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973, 750 с.
2. Перри Дж. Справочник инженера-химика: Пер. с англ. Т. 1. Л.: Химия, 1969, 940 с.
3. Касаткин А. Г. Плановский А. Н., Чехов О. С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Стандартгиз, 1961. 81 с.
4. Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В. Равновесие между жидкостью и паром. Кн. 1—2. М.—Л.: Наука. 1966. 640+786 с.
5. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Изд. 3-е. М.: Химия, 1978. 280 с.
6. Кафаров В. В., Дытнерский Ю. И. // ЖПХ. 1957. Т. 30, № 8. С. 1968—1972.
7. Справочник химика. Т. 1. М.—Л.: Госхимиздат, 1963. 1071 с.
8. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976. 552 с.
9. Cornell D., Knapp W. G. et al. // Chem. Eng. Progr. 56, 1960, N 7. P. 68; N 8. P. 48.
10. Каталог. Колонные аппараты. Изд. 2-е. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. 31 с.
11. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 654 с.
12. Александров И. А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных систем. М.: Химия, 1975. 320 с.
13. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев: Техніка, 1970. 208 с.
14. Мартюшин С. И., Карцев Е. В., Ковалев Ю. Н. Методические указания. К расчету ректификационных колонн для разделения бинарных смесей с применением ЭВМ. М., МХТИ им. Д. И. Менделеева. 1984. 38 с.

15. *Bakowski S.* // Brit. Chem. Eng. 1965. N 4. P. 256—257
16. *Ульянов Б. А.* Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах. Изд. Иркутского ун-та. 1982. 129 с.
17. *Альперт Л. З.* Основы проектирования химических установок. М.: Высшая школа. 1976. 272 с.
18. *Анисимов И. В., Бодров В. И., Покровский В. Б.* Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. М.: Химия, 1975. 215 с.
19. *Платонов В. М., Берго Б. Г.* Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. 368 с.
20. *Холланд Ч. Д.* Многокомпонентная ректификация. М.: Химия, 1969. 348 с.
21. *Липидус А. С.* Экономическая оптимизация химических производств. М.: Химия, 1986. 208 с.
22. Прейскурант № 23-03. Оптовые цены на оборудование. Ч. II. Нефтехимическая аппаратура. М.: Стандартгиз, 1981. 65 с.
23. Прейскурант № 06-11-01. Оптовые цены на изделия из строительной керамики. М.: 1980. 86 с.
24. Теплоэнергетика и теплотехника. Общие вопросы: Справочник/Под ред. В. А. Григорьева, В. М. Зорина. М.: Энергия, 1980, 529 с.

ГЛАВА 7

РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность контакта фаз;
- c — концентрация распределяемого компонента в кг/м³;
- d — размер капель;
- D — диаметр аппарата, коэффициент диффузии;
- E — коэффициент продольного перемешивания;
- H_0 — общая высота единицы переноса;
- H — высота рабочей зоны колонны;
- K — коэффициент массопередачи;
- n — число отверстий в распределителе дисперсной фазы; частота вращения;
- n_0 — общее число единиц переноса;
- V — объемный расход;
- w — фиктивная скорость;
- w_0 — скорость свободного осаждения капель;
- β — коэффициент массоотдачи;
- μ — вязкость;
- ρ — плотность;
- $\Delta\rho$ — разность плотностей фаз;
- σ — межфазное натяжение;
- Φ — удерживающая способность.

Индексы:

- x — фаза экстрагируемого раствора;
- y — фаза экстрагента;
- c — сплошная фаза;
- d — дисперсная фаза;
- n — начальный параметр (на входе в аппарат);
- k — конечный параметр (на выходе из аппарата).

ВВЕДЕНИЕ

Установки жидкостной экстракции применяют для очистки и разделения жидких смесей, а также для получения растворов. Наиболее распространены экстракционные установки с регенерацией экстрагента (для регенерации можно использовать любые массообменные процессы, применимые для разделения жидких растворов, а также выпаривание и другие процессы). Широко распространены установки, включающие две экстракционные стадии — экстракцию и реэкстракцию. Реэкстракция обеспечивает не только регенерацию экстрагента для стадии экстракции, но и более глубокую очистку извлекаемых веществ от примесей. Такие экстракционные процессы применяют, в частности, в технологии урана, редких металлов и в некоторых других областях химической

технологии, например в производстве капролактама [1]. В последние годы значительное внимание привлекает применение в качестве экстрагентов в условиях, близких к критическим, или в сверхкритических, веществ, являющихся в обычных условиях газами (диоксид углерода, нитриды углеводороды). Такого рода экстрагенты, обладающие уникальными растворяющими и селективными свойствами, отличаются простотой регенерации (за счет простого дросселирования) [2].

Экстракционные процессы могут быть и одностадийными. Такие установки, состоящие из одного основного аппарата — экстрактора, применяются в тех случаях, когда раствор в экстрагенте является готовым товарным продуктом. Одностадийными являются и такие простейшие экстракционные установки, как часто встречающиеся в промышленной практике установки для водной промывки различных органических продуктов.

Пример принципиальной схемы экстракционной установки показан на рис. 7.1. Плотность экстрагента, используемого в этой установке, меньше плотности экстрагируемого раствора; его регенерируют выпариванием в однокорпусной выпарной установке. Исходный раствор из сборника E_1 насосом H_1 подается в верхнюю часть экстракционной колонны КЭ. В нижнюю часть этой колонны из сборника E_3 насосом H_3 подается экстрагент.

Экстрактор в данном случае представляет собой распылительную колонну, в которой диспергируется более легкая фаза (экстрагент). Выходящие из распределителя дисперсной фазы капли поднимаются вверх и, пройдя рабочую зону экстрактора, поступают в верхнюю отстойную зону, где коалесцируют, образуя слой легкой фазы (экстракт). Противотоком экстрагенту движется сплошная фаза, из которой в данном случае извлекается экстрагируемое вещество. Очищенная исходная смесь (рафинат) собирается в нижней отстойной зоне (ниже распределителя дисперсной фазы), где отстаивается от капель экстрагента и самотеком через гидрозатвор поступает в сборник рафината E_2 . Гидрозатвор переменной высоты для отвода более тяжелой фазы позволяет, с одной стороны, автоматически поддерживать постоянное положение границ раздела между фазами в верхней отстойной зоне, а с другой — изменять это положение для увеличения, например, высоты слоя легкой фазы и лучшего ее отстаивания.

Экстракт через подогреватель П поступает в выпарной аппарат АВ с вынесенной греющей камерой, обогреваемой водяным паром. Концентрированный раствор экстрагируемого вещества стекает из выпарного аппарата в сборник E_4 , откуда насосом H_4 подается на дальнейшую переработку. Часть вторичного пара из выпарного аппарата (парообразный экстрагент) конденсируется в подогревателе П, за счет чего экстракт нагревается перед поступлением в выпарной аппарат. Полная конденсация вторичного пара осуществляется в конденсаторе К, охлаждаемом

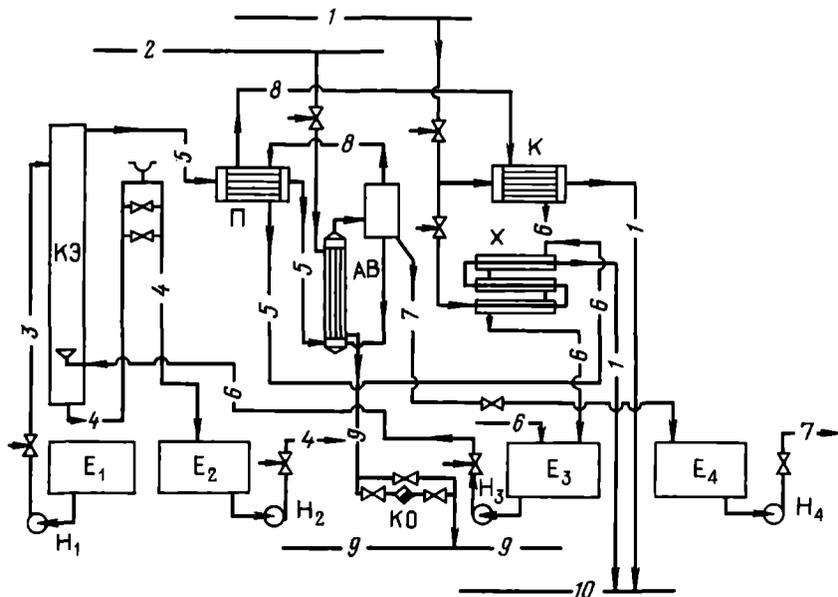


Рис. 7.1. Схема экстракционной установки:

КЭ — экстракционная колонна; АВ — выпарной аппарат; П — подогреватель; К — конденсатор; Х — холодильник; E_1 — E_4 — сборники; H_1 — H_4 — центробежные насосы; КО — конденсатоотводчик; 1 — вода; 2 — водяной пар; 3 — исходная смесь; 4 — рафинат; 5 — экстракт; 6 — жидкий экстрагент; 7 — концентрированный раствор экстрагируемого вещества в экстрагенте; 8 — парообразный экстрагент; 9 — конденсат; 10 — оборотная вода

водой. После охлаждения в водяном двухтрубном холодильнике X сконденсированный экстрагент поступает в сборник E_3 . В этот сборник подается некоторое количество свежего экстрагента для компенсации потерь экстрагента с упаренным раствором. На схеме показаны также конденсатор-отводчик КО для отвода конденсата из выпарного аппарата и насос H_2 для подачи рафината на дальнейшую переработку.

Все аппараты и трубопроводы установки работают под атмосферным или небольшим избыточным давлением, создаваемым насосами и кипятильником выпарного аппарата. Регенерация экстрагента в данном случае осуществляется только из экстракта. Пример схемы экстракционной установки, в которой регенерация экстрагента производится ректификацией, приведен в третьей части «Графическое оформление курсового проекта».

При расчете и проектировании экстракционных установок могут решаться разные задачи. В общем случае, когда разрабатывается новый экстракционный процесс, требуется подобрать экстрагент, найти наиболее подходящий способ его регенерации, разработать технологическую схему процесса, выбрать тип экстрактора и рассчитать его размеры, спроектировать различное вспомогательное оборудование. Такого рода широкие и объемные задачи возникают редко. Гораздо чаще решаются более простые задачи, например проектирование для известного экстракционного процесса более совершенного экстрактора или проектирование экстрактора иной производительности, чем существующий промышленный аппарат. В данной главе из всего многообразия вопросов, которые могут возникать при проектировании экстракционных установок, рассмотрим лишь те, которые связаны с расчетом размеров экстракционных аппаратов.

7.1. РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Из множества конструкций экстракционных аппаратов [1, 3, 4] наибольшее распространение получили противоточные колонны с механическим перемешиванием: вибрационные, роторно-дисковые, пульсационные и др. В тех случаях, когда требуется аппарат, эквивалентный большому числу теоретических ступеней, используют смесительно-отстойные экстракторы. Аппараты этого типа позволяют строго контролировать или целенаправленно изменять состав экстрагента на отдельных ступенях. Для экстракционных процессов, в которых взаимодействуют плохо отстаивающиеся или склонные к эмульгированию фазы, применяют тарельчатые колонны. Если требуется малое время контакта в процессе экстракции, рекомендуется использовать центробежные аппараты. Наиболее простые и высокопроизводительные из всех известных видов экстракционных аппаратов — распылительные колонны — могут применяться в тех случаях, когда требуется аппарат, эффективность которого не больше одной теоретической ступени.

Общие принципы расчета массообменной (в том числе и экстракционной) аппаратуры даны в гл. 3. Здесь подробно рассмотрены некоторые вопросы, касающиеся работы аппаратов для жидкостной экстракции, причем как и в гл. 3, речь пойдет о простейших процессах, когда в массопереносе участвует только один компонент.

7.1.1. Скорость осаждения капель

Экстракционные аппараты работают в условиях диспергирования одной из фаз. Поэтому первая проблема, возникающая перед проектировщиком, — выбор дисперсной фазы. Обычно выгоднее диспергировать (если возможно) ту фазу, расход которой больше, так как при этом получается большая межфазная поверхность. Если в экстракторе взаимодействуют органическая и водная фазы, чаще диспергируют органическую, поскольку капли воды, как правило, проявляют большую склонность к коалесценции, в результате чего межфазная поверхность уменьшается.

В экстракционных колоннах капли дисперсной фазы движутся под действием сил тяжести вверх или вниз, в зависимости от того, какая из фаз — дисперсная или сплошная — имеет меньшую плотность. Для расчета экстракторов часто необходимо знать скорость осаждения капель. Зависимость скоростей свободного осаждения капель от их размера обычно имеет вид, показанный на рис. 7.2. Размер капель d принято характеризовать диаметром сферы равновеликого с каплей объема. Как видно из рисунка, зависимость скорости свободного осаждения от размера капель имеет вид кривой с максимумом. Капли размером $d > d_{кр}$ называют «осциллирующими». Форма их в про-

цессе осаждения периодически претерпевает изменения. Скорости осаждения осциллирующих капель мало зависят от их размера.

Скорость свободного осаждения мелких капель можно рассчитать по уравнению Адамара [3]

$$\omega_0 = \frac{\Delta\rho g d^2 (\mu_d + \mu_c)}{6\mu_c (2\mu_c + 3\mu_d)} \quad (7.1)$$

где ω_0 — скорость свободного осаждения; $\Delta\rho$ — разность плотностей фаз; μ_c и μ_d — вязкости соответственно сплошной и дисперсной фаз.

Уравнение (7.1) применимо при значении критерия Рейнольдса ($Re = \omega_0 d \rho_c / \mu_c$) для капель меньше единицы.

Для расчета скоростей свободного осаждения крупных капель можно использовать следующую эмпирическую зависимость [5]

$$Q = (0,75T)^{0,78} \text{ при } 2 < T \leq 70; \quad Q = (22T)^{0,42} \text{ при } T > 70, \quad (7.2)$$

где $Q = 0,75 + Re/P^{0,15}$; $T = 4\Delta\rho g d^2 P^{0,15} / 3\sigma$; $P = \rho_c^2 \sigma^3 / (\Delta\rho g \mu_c^4)$; σ — межфазное натяжение. Значение параметра $T = 70$ соответствует критическому размеру капель. Капли более крупного размера являются «осциллирующими».

Другой метод расчета скоростей осаждения капель описан в монографии [3]. Следует отметить, что в промышленных условиях капли дисперсной фазы, содержащие примеси различных загрязнений, часто ведут себя как твердые частицы. В них заторможено внутреннее движение, что приводит к уменьшению скоростей осаждения. Такие капли принято называть «жесткими». Скорости их осаждения следует рассчитывать по уравнениям для скоростей осаждения твердых частиц.

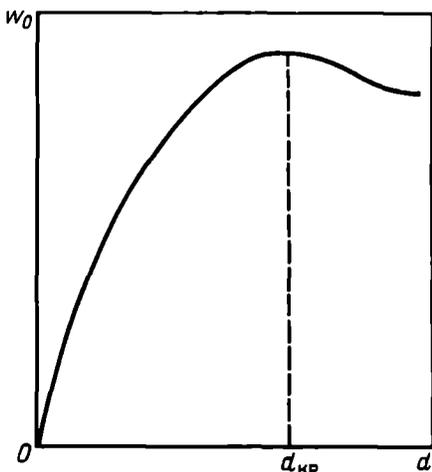


Рис. 7.2. Зависимость скорости свободного осаждения капель от их размера

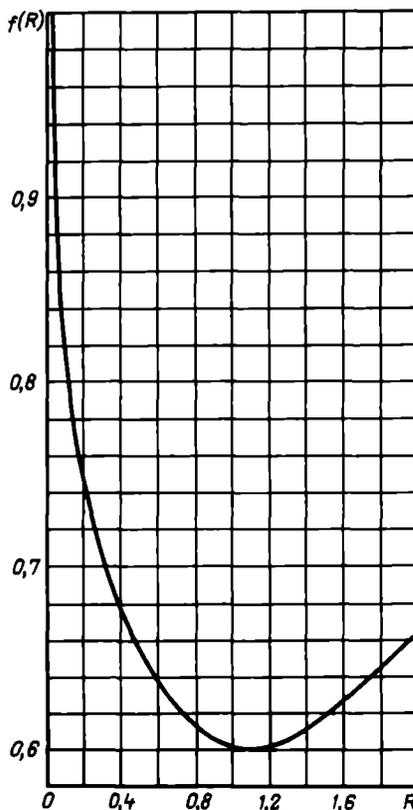


Рис. 7.3. Функция $f(R)$ для расчета размеров капель при истечении из отверстий

Скорости стесненного осаждения капель ω_{c0} в экстракторах рассчитывают с помощью скоростей свободного осаждения, вводя поправочные коэффициенты. Чаще всего используют зависимость следующего вида:

$$\omega_{c0} = \omega_c (1 - \Phi), \quad (7.3)$$

где Φ — объемная доля дисперсной фазы в рабочей зоне экстрактора (удерживающая способность).

7.1.2. Скорости захлебывания в противоточных экстракционных колоннах

Расчет предельных скоростей фаз в экстракторах обычно проводят на основе следующего уравнения:

$$\omega_c / (1 - \Phi) + \omega_d / \Phi = \omega_{от} = \omega_{хар} (1 - \Phi), \quad (7.4)$$

где ω_c и ω_d — фиктивные скорости соответственно сплошной и дисперсной фаз; $\omega_{от}$ — относительная скорость между фазами; $\omega_{хар}$ — так называемая характеристическая скорость капель — предельное значение вертикальной составляющей скорости капель в экстракторе относительно сплошной фазы при расходах фаз, стремящихся к нулю.

Если рассматривать уравнение (7.4) как зависимость $(\omega_c + \omega_d)$ от Φ , она имеет максимум, причем положение максимума обуславливает предельное значение суммарной фиктивной скорости фаз, при которой начинается захлебывание. Суммарная фиктивная скорость при захлебывании определяется уравнением

$$(\omega_c + \omega_d)_3 = (1 - 4\Phi_3 + 7\Phi_3^2 - 4\Phi_3^3) \omega_{хар}, \quad (7.5)$$

в котором Φ_3 — удерживающая способность при захлебывании, равная

$$\Phi_3 = (\sqrt{b^2 + 8b} - 3b) / [4(1 - b)], \quad (7.6)$$

где $b = V_d / V_c = \omega_d / \omega_c$ — соотношение объемных расходов дисперсной и сплошной фаз.

Применение уравнений (7.4) — (7.6) требует знания характеристической скорости. Для распылительных колонн ее можно принять равной скорости свободного осаждения капель. В экстракторах других типов она обычно меньше скорости свободного осаждения. Так, для роторно-дисковых экстракторов характеристическую скорость рекомендуют [3] рассчитывать по уравнению

$$\omega_{хар} = \alpha \omega_0. \quad (7.7)$$

Коэффициент α равен наименьшей из следующих величин:

$$\left(\frac{D_c}{D}\right)^2; \quad 1 - \left(\frac{D_p}{D}\right)^2; \quad \frac{(D_c + D_p)}{D} \left[\left(\frac{D_c - D_p}{D}\right)^2 + \left(\frac{h}{D}\right)^2 \right]^{0.5}$$

где D , D_p и D_c — диаметр соответственно колонны, ротора и внутренний диаметр колец статора; h — высота секции.

Предложен [1, 3] ряд эмпирических уравнений для расчета характеристической скорости. Например, для колонн с турбинными мешалками (экстракторы Ольдшу — Раштона) характеристическую скорость можно найти из уравнения

$$\omega_{хар} = 1,77 \cdot 10^{-4} \frac{\sigma}{\mu_c} \left(\frac{g}{n^2 D_m}\right) \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c}\right)^{0,9} \quad (7.8)$$

где n и D_m — частота вращения и диаметр мешалки.

В насадочных экстракторах капли дисперсной фазы двигаются в узких каналах внутри насадки, и стесненность осаждения обусловлена близостью стенок насадки, а не наличием других капель. Поэтому величину $\omega_{от}$ в уравнении (7.4) можно считать независящей от удерживающей способности. В этом случае фиктивные скорости фаз при захлебывании должны удовлетворять следующей зависимости:

$$\sqrt{\omega_d} + \sqrt{\omega_c} = \sqrt{\omega_{от}} \quad (7.9)$$

Для насадочных колонн величину $\omega_{от}$ можно найти по уравнениям [4]

$$\omega_{от} = 0,438 \frac{\Delta\rho \epsilon^{1.5}}{\rho_c^{0.8} a_n^{0.5} \sigma^{0.8}} \text{ при } \frac{\omega_{от} \rho_c}{a_n \mu_c} > 50;$$

$$\omega_{от} = 0,02 \frac{\Delta\rho^{1.33} \epsilon^2}{\rho_c^{0.73} a_n \mu_c^{0.33} \sigma^{0.27}} \text{ при } \frac{\omega_{от} \rho_c}{a_n \mu_c} < 50, \quad (7.10)$$

где ϵ — свободный объем насадки; a_n — удельная поверхность насадки; при подстановке ρ_c и $\Delta\rho$ в кг/м³; a_n — в м²/м³; μ_c — в Па·с; σ — в Н/м получают: $\omega_{от}$ — в м/с.

7.1.3. Удерживающая способность

Для смесительно-отстойных экстракторов при достаточно интенсивном перемешивании удерживающую способность можно принять равной $\Phi = V_d / (V_d + V_c)$.

Для противоточных колонн удерживающую способность определяют из уравнения (7.4), которое можно представить в виде:

$$\Phi^3 - 2\Phi^2 + \left(1 + \frac{\omega_d}{\omega_{хар}} - \frac{\omega_c}{\omega_{хар}}\right) \Phi - \frac{\omega_d}{\omega_{хар}} = 0$$

или

$$\Phi^2 - \left(1 + \frac{\omega_d}{\omega_{от}} - \frac{\omega_c}{\omega_{от}}\right) \Phi + \frac{\omega_d}{\omega_{от}} = 0. \quad (7.11)$$

Обычно экстракционные колонны работают в условиях, когда удерживающая способность равна наименьшему из положительных корней этих уравнений. Установлено, однако, что распылительные колонны могут работать при больших значениях Φ , соответствующих другим корням уравнения (7.11) (режим плотной упаковки капель).

7.1.4. Размер капель

В экстракторах для диспергирования одной из фаз ее либо пропускают через тонкие отверстия, либо перемешивают с помощью мешалок или созданием пульсаций. Первый способ применяют в распылительных, тарельчатых и насадочных колоннах, второй — в роторно-дисковых, пульсационных, вибрационных, смесительно-отстойных экстракторах.

Истечение дисперсной фазы из отверстия может быть капельным (когда капли образуются непосредственно у отверстия) или струйным (когда капли образуются при распаде струи). Переход от капельного истечения к струйному происходит при некоторой критической скорости в отверстии, которую можно рассчитать по уравнению [6]:

$$\omega_{N, кр} = \sqrt{0,64 \left(\frac{g\mu_d d_o}{\sigma}\right)^2 + \frac{3\sigma/(\rho_d d_o)}{1 + d_o/\gamma}} - 0,8 \frac{g\mu_d d_o}{\sigma}, \quad (7.12)$$

где d_o — диаметр отверстия; $\gamma = \sqrt{2\sigma/(g\Delta\rho)}$

При капельном истечении размер образующихся капель можно определить из следующей зависимости [7]

$$V = \pi R f(R) [1 + 2,39RWe_1^{1/3} - 0,485We_1 + 19R^{7/3}(\mu_c \omega_N / \sigma)]. \quad (7.13)$$

где $V = \pi d^3 / 6\gamma^3$ — безразмерный объем капель; $R = d_o / 2\gamma$ — безразмерный радиус отверстия; $We_1 = (\rho_c + \rho_d) d_o \omega^2 / 2\sigma$ — критерий Вебера; ω_N — скорость в отверстии; функция $f(R)$ приведена на рис. 7.3.

Следует отметить, что в уравнении (7.13) выражение в квадратных скобках, определяющее влияние скорости истечения на размер капель, часто не очень сильно отличается от единицы. Если скорость в отверстиях неизвестна, то приближенное значение

размера капель можно найти по упрощенному уравнению

$$V = \pi R j (R). \quad (7.14)$$

При струйном истечении капли обычно имеют разные размеры, причем с увеличением скорости истечения распределение капель по размерам становится все более широким. Средний поверхностно-объемный диаметр капель с увеличением скорости истечения до некоторого предела падает, а затем начинает возрастать. Таким образом, при некоторой скорости струйного истечения размер капель минимален.

Средний размер капель при струйном истечении можно рассчитать лишь очень приближенно. При умеренной вязкости жидкостей соблюдается соотношение [3]:

$$d = 1,92 d_j. \quad (7.15)$$

Для ориентировочного определения размера капель диаметр конца струи d_j можно принять равным диаметру отверстия, из которого истекает струя. В действительности же происходит сужение струй, и размер капель меньше, чем следует из уравнения (7.15). Для определения средних размеров капель с учетом сужения струи можно использовать соотношение:

$$d = 1,675 d_o / (\alpha^{1/4} \beta^{1/3}), \quad (7.16)$$

где

$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8R^2}{1,8 + We} \right)^{1,41} We^{0,706} \left(\frac{g d_o^3 \rho_a^2}{\mu_a \mu_c} \right)^{-0,35}$$

$$\beta = 0,28 + 0,4 \exp[-0,56(\alpha - 1)]; \quad We = \rho_a \omega_a^2 d_o / \sigma.$$

Уравнение (7.16) приближенно описывает размер образующихся при струйном истечении капель в тех случаях, когда распад струи происходит в результате образования на ее поверхности возмущений, симметричных относительно оси.

Приведенные уравнения позволяют рассчитать средний размер капель, образующихся при истечении дисперсной фазы из отверстий тарелок или распределителя дисперсной фазы. Внутри колонны капли могут укрупняться вследствие коалесценции. Однако учесть количественно эффект коалесценции пока не представляется возможным. Поэтому приведенные уравнения применяют для расчета размеров капель в распылительных и тарельчатых экстракционных колоннах без учета коалесценции (которая в этих аппаратах обычно не очень интенсивна).

В насадочных колоннах капли движутся в узком пространстве внутри насадки, непрерывно сталкиваясь с материалом насадки и друг с другом. Это приводит к частой коалесценции и повторному редиспергированию капель. В результате устанавливается некоторый равновесный размер капель. Для его расчета можно использовать следующее эмпирическое уравнение [3]:

$$d = 0,92 \left(\frac{\sigma}{g \Delta \rho} \right)^{0,5} \left(\frac{\omega_{от} \epsilon \Phi}{\omega_a (1 - \Phi)} \right), \quad (7.17)$$

где ϵ — удельный свободный объем насадки; $\omega_{от}$ — относительная скорость капель, рассчитываемая для насадочных колонн по уравнению

$$\omega_{от} = \omega_a / (\epsilon \Phi) + \omega_c / [\epsilon (1 - \Phi)] \quad (7.18)$$

Распределитель дисперсной фазы для насадочных колонн следует подбирать так, чтобы из него выходили капли того же размера (или немного крупнее), что и равновесный размер капель внутри насадки.

Размер элементов насадки для экстракционных колонн не должен быть слишком мал. Считается, что диаметр кольцевой насадки должен быть больше критического размера колец, определяемого по уравнению

$$d_{н.к.р} = 2,42 \sqrt{\sigma / (g \Delta \rho)} \quad (7.19)$$

При меньшем размере элементов насадки колонны работают с низкой эффективностью. Вследствие сильной коалесценции капель дисперсная фаза в этом случае движется внутри насадки полностью или частично не в виде капель, а в виде сплошного каналообразного потока, что приводит к резкому уменьшению межфазной поверхности.

В экстракторах с механическим перемешиванием размеры капель также обуславливаются совокупностью процессов распада и коалесценции капель внутри аппарата. Средние поверхностно-объемные диаметры капель рассчитывают на основе опытных данных. Так, для роторно-дисковых экстракторов можно применять следующее эмпирическое уравнение [8]:

$$d = 16,7 \frac{\mu_c^{0,3} \sigma^{0,5}}{(nD_p)^{0,9} \rho_c^{0,8} g^{0,2} N^{0,23}}, \quad (7.20)$$

где D_p — диаметр дисков; N — число дисков в экстракторе.

Опубликован ряд других эмпирических уравнений для расчета средних размеров капель в роторно-дисковых и других экстракторах с подводом внешней энергии [1, 3, 4].

7.1.5. Массопередача в экстракционных аппаратах

Во многих работах [1, 3, 4, 9] приведены различные данные или эмпирические уравнения для величин, характеризующих скорости массопереноса в экстракторах. Однако эти многочисленные данные по поверхностным и объемным коэффициентам массоотдачи, по значениям высоты единицы переноса и эффективности тарелок получены в основном на аппаратуре лабораторных размеров. Применимость их для расчета экстракторов промышленных размеров в большинстве случаев не установлена. Поэтому представляется целесообразным при отсутствии других, более надежных данных проводить расчет экстракторов на основе коэффициентов массоотдачи для свободно осаждающихся одиночных капель, мало зависящих от размеров аппарата. Коэффициенты массоотдачи как в сплошной, так и в дисперсной фазе зависят от размеров капель. Для мелких капель, ведущую себя подобно «жестким» сферам, внутри которых массоперенос осуществляется лишь за счет молекулярной диффузии, коэффициенты массоотдачи можно рассчитать по уравнениям [9, 10]:

$$\beta_2 = -\frac{d}{6\tau} \ln \{1 - [1 - \exp(-\pi^2 Fo'_2)]^{0,5}\}; \quad (7.21)$$

$$Nu'_c = 0,998 Pe'_c{}^{1/3}; \quad (7.22)$$

$$Nu'_c = 0,74 Re^{1/2} Pr'_c{}^{1/3}, \quad (7.23)$$

где τ — время пребывания капель в колонне; $Nu'_c = \beta_c d / D_c$, $Pe'_c = \omega_{or} d / D_c$ и $Pr'_c = \mu_c / \rho_c D_c$ — диффузионные критерии Нуссельта, Пекле и Прандтля для сплошной фазы; $Fo'_2 = 4D_2 \tau / d^2$ — диффузионный критерий Фурье для дисперсной фазы; D_c и D_2 — коэффициенты диффузии соответственно в сплошной и дисперсной фазах; $Re = \rho_c \omega_{or} d / \mu_c$ — критерий Рейнольдса для капель.

Уравнения (7.21) и (7.22) — теоретические, справедливые при малых значениях Re ; уравнение (7.23) — эмпирическое, применимое при больших Re .

Коэффициенты массоотдачи для более крупных капель, в которых не заторможено циркуляционное движение, определяются следующими зависимостями [4, 9, 10]

$$\beta_2 = -\frac{d}{6\tau} \ln \{1 - [1 - \exp(-2,25\pi^2 Fo'_2)]^{0,5}\}; \quad (7.24)$$

$$Nu'_c = 0,65 Pe_c^{0,5} (1 + \mu_2 / \mu_c)^{-0,5}; \quad (7.25)$$

$$Nu'_c = 31,4 (Fo'_2)^{-0,34} (Pr'_2)^{-0,125} We^{0,37}; \quad (7.26)$$

$$Nu'_c = 0,6 Re^{0,5} Pr_c^{0,5}, \quad (7.27)$$

где $Nu'_c = \beta_2 d / D_2$ и $Pr'_2 = \mu_2 / (\rho_2 D_2)$ — диффузионные критерии Нуссельта и Прандтля для дисперсной фазы; $We = \rho_c \omega_{or}^2 d / \sigma$ — критерий Вебера для капель.

Уравнения (7.24) и (7.25) применимы при малых Re (порядка единицы), а (7.26) и (7.27) — при больших Re .

Для осциллирующих капель можно использовать следующие уравнения [9]

$$Nu'_d = 0.32 (Fo'_d)^{-0.14} Re^{0.68} [\rho_c^2 \sigma^3 / (g \Delta \rho \mu_c^4)]^{0.1}; \quad (7.28)$$

$$Nu'_d = 50 + 0.0085 Re (Pr'_c)^{0.7} \quad (7.29)$$

При расчете коэффициентов массоотдачи по приведенным выше уравнениям в безразмерные числа Re , Pe' и We подставляют относительную скорость капель, вычисленную по уравнению (7.4); время пребывания капель в колонне принимают равным $\tau = \Phi H / \omega_d$ (где H — высота рабочей зоны экстрактора).

Надежность расчета размеров экстрактора в значительной степени определяется правильным выбором модели, положенной в основу расчетов. В смесительных камерах смесительно-отстойных экстракторов обычно принимают модель идеального смешения для обеих фаз. При расчете распылительных колонн представляется наиболее целесообразным использование модели идеального смешения для сплошной фазы и модели идеального вытеснения — для дисперсной. Такую же модель чаще всего применяют при расчете тарельчатых колонн. Экстракционные колонны с подводом внешней энергии обычно рассчитывают на основе диффузионной модели, используя опубликованные данные по коэффициентам продольного перемешивания [4, 11]. Методы расчета размеров массообменных аппаратов на основе всех указанных моделей, применимые и к экстракторам, описаны в гл. 3.

7.1.6. Размер отстойных зон

Для разделения фаз экстракционные колонны имеют отстойные зоны, которые обычно примыкают к рабочей зоне колонны и располагаются выше и ниже ее (верхняя и нижняя отстойные зоны). Отстойная зона для сплошной фазы (при диспергировании более легкой фазы находится внизу) служит для отделения уносимых ею мелких капель. Отстойная зона для дисперсной фазы (при диспергировании легкой фазы находится сверху) предназначена для того, чтобы капли могли коалесцировать перед выходом из аппарата. Время, необходимое для коалесценции капель, можно рассчитать по уравнению [11]

$$\tau_{\text{коал}} = 1.32 \cdot 10^5 (\mu_c d / \sigma) (H/d)^{0.18} (\Delta \rho g d^2 / \sigma)^{0.32}, \quad (7.30)$$

где H — высота падения капли перед ее попаданием на межфазную поверхность, где происходит коалесценция.

Расчет размеров отстойных зон лучше проводить на основе опытных данных, так как скорости отстаивания и коалесценции капель зависят от ряда трудно учитываемых факторов, например от присутствия примесей поверхностно-активных веществ.

7.2. ПРИМЕР РАСЧЕТА РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ КОЛОННЫ

Задание на проектирование. Определить размеры распылительной колонны для извлечения фенола из воды экстракцией бензолом при следующих условиях: расход исходной смеси — $0,001389 \text{ м}^3/\text{с}$ ($5 \text{ м}^3/\text{ч}$); начальная концентрация фенола в воде — $0,3 \text{ кг}/\text{м}^3$; конечная концентрация фенола в воде — $0,06 \text{ кг}/\text{м}^3$; начальная концентрация фенола в экстрагенте — $0,01 \text{ кг}/\text{м}^3$; температура в экстракторе — 25°C .

Равновесие между фазами. При выражении концентраций в $\text{кг}/\text{м}^3$ коэффициент распределения фенола между бензолом и водой при малых концентрациях фенола является практически постоянной величиной, при 25°C равной $2,22$ [12]. Следовательно, равновесие между фазами в данном случае определяется уравнением (3.23), причем $m = 2,22$, $m_0 = 0$.

Расход экстрагента. Ввиду малой концентрации фенола изменением плотностей фаз и их расходов в процессе экстракции можно пренебречь. Так как в соответствии с уравнением (3.28) конечная концентрация в экстрагенте не может превышать концентрации, равно-

весной с концентрацией исходной смеси, то минимальный расход экстрагента, как следует из уравнения (3.4), будет равен

$$V_{y \min} = \frac{V_x (c_{x,n} - c_{x,k})}{c_y^* (c_{x,n} - c_{y,n})} = \frac{0,001389 (0,3 - 0,06)}{2,22 \cdot 0,3 - 0,01} = 0,000508 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Реальный расход экстрагента должен быть больше минимального. Эффективность полых распылительных колонн обычно невелика (ввиду большого продольного перемешивания в сплошной фазе) и, как правило, не превышает одной теоретической ступени. Поэтому в данном случае определим расход экстрагента, исходя из условия, что необходимое число теоретических ступеней должно быть близко к единице. Ввиду малых концентраций фенола изменением расходов фаз в экстракторе можно пренебречь и, следовательно, число теоретических ступеней можно рассчитать по уравнению (3.22). Например, если расход экстрагента в два раза больше минимального (0,001016 м³/с), то конечная концентрация фенола в нем в соответствии с уравнением (3.4) составит:

$$c_{y,n} = c_{y,n} + (V_x/V_y) (c_{x,n} - c_{x,k}) = 0,01 + (0,001389/0,001016) (0,3 - 0,06) = 0,338 \text{ кг/м}^3.$$

Подставляя это значение в уравнение (3.22), написанное для концентраций в кг/м³, при $m_0 = 0$ получим:

$$N_t = \frac{\ln \left(\frac{c_{y,n} - m c_{x,n}}{c_{y,n} - m c_{x,k}} \right)}{\ln (m V_y/V_x)} = \frac{\ln \left(\frac{0,338 - 2,22 \cdot 0,3}{0,01 - 2,22 \cdot 0,06} \right)}{\ln (2,22 \cdot 0,001016/0,001389)} = 2,02.$$

Результаты расчетов при других расходах экстрагента приведены ниже:

$V_y/V_{y \min}$	3	4	5	6	7
$y_k, \text{ кг/м}^3$	0,229	0,174	0,141	0,119	0,104
N_t	1,42	1,18	1,04	0,94	0,87

Как видно, требуемая эффективность колонны составит около одной теоретической ступени при расходе экстрагента в 5—6 раз больше минимального. Примем расход экстрагента равным 0,002778 м³/с (или 10 м³/ч), т. е. примерно в 5,5 раз больше минимального расхода и в 2 раза больше расхода исходной смеси. При таком расходе бензола конечная концентрация фенола составит $c_{y,n} = 0,13 \text{ кг/м}^3$. Поскольку расход бензола больше расхода воды, будем проводить расчет колонны, считая бензол дисперсной фазой. Ввиду малых концентраций фенола необходимые для расчета физические свойства фаз примем равными соответствующим свойствам воды и бензола при 25 °С: $\rho_c = 997 \text{ кг/м}^3$; $\mu_c = 0,894 \text{ мПа}\cdot\text{с}$; $\sigma = 0,0341 \text{ Н/м}$; $\rho_d = 874 \text{ кг/м}^3$; $\mu_d = 0,6 \text{ мПа}\cdot\text{с}$; $\Delta\rho = 123 \text{ кг/м}^3$.

Диаметр колонны. Основная трудность расчета диаметра распылительных колонн заключается в том, что для определения скоростей захлебывания нужно знать размеры капель и скорости их осаждения. Размеры капель зависят от скорости дисперсной фазы в отверстиях распределителя. Последняя же зависит от числа этих отверстий, а число отверстий, необходимое для равномерного распределения дисперсной фазы, зависит от диаметра колонны.

Поэтому был принят следующий порядок расчета распылительных колонн (рис. 7.4). Исходя из диаметра отверстий распределителя дисперсной фазы сначала определим ориентировочный размер капель по уравнению (7.14) или (7.15). Затем после расчета скоростей осаждения капель этого размера и предельных нагрузок, при которых наступает захлебывание, находим удовлетворяющий требованиям стандарта диаметр колонны, пригодный для проектируемого процесса. Определив размеры распределителя (шаг между отверстиями и их число), уточним размер капель с помощью уравнений (7.13) или (7.16) и проверим правильность выбора диаметра колонны. Затем рассчитаем требуемую высоту рабочей части колонны.

Проведем расчет размеров распылительной колонны, приняв диаметр отверстий распределителя дисперсной фазы равным $d_0 = 4 \text{ мм}$.

Приближенный размер капель. Определим приближенный размер капель при капельном истечении бензола в воду по уравнению (7.14):

$$\gamma = \sqrt{\frac{2\sigma}{g \Delta\rho}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 0,0341}{9,81 \cdot 123}} = 0,00752 \text{ м (7,52 мм)};$$

$$R = d_0/2\gamma = 4/(2 \cdot 7,52) = 0,266.$$

По графику на рис. 7.3 находим $f(R) = 0,72$. Следовательно,

$$V = \pi R f(R) = 3,14 \cdot 0,266 \cdot 0,72 = 0,601.$$

Таким образом, ориентировочный диаметр капель при капельном истечении равен:

$$d = \gamma(6V/\pi)^{1/3} = 7,52(6 \cdot 0,601/3,14)^{1/3} = 7,9 \text{ мм}.$$

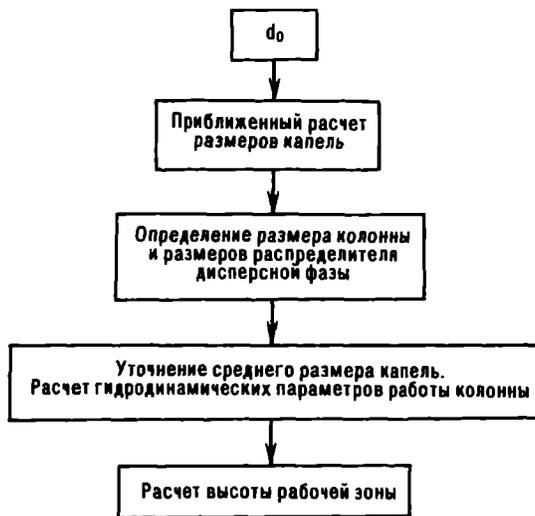


Рис. 7.4. Схема расчета размеров распылительной колонны

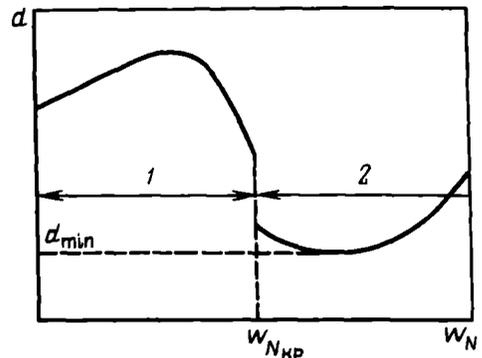


Рис. 7.5. Зависимость средних размеров капель от скорости истечения:
1 — капельный режим; 2 — струйный режим

При струйном истечении приближенный размер капель должен иметь, в соответствии с уравнением (7.15), близкое значение:

$$d = 1,92d_0 = 1,92 \cdot 4 = 7,68 \text{ мм.}$$

Скорость свободного осаждения капель. Для капель бензола диаметром 7,9 мм из уравнения (7.2) находим:

$$P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{g \Delta \rho \mu_c^4} = \frac{997^2 \cdot 0,0341^3}{9,81 \cdot 123 (0,894 \cdot 10^{-3})^4} = 5,12 \cdot 10^{10};$$

$$\rho^{0,15} = (5,12 \cdot 10^{10})^{0,15} = 40,4;$$

$$T = 4 \Delta \rho g d^2 \rho^{0,15} / (3\sigma) = 4 \cdot 123 \cdot 9,81 (7,9 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 40,4 / (3 \cdot 0,0341) = 119;$$

$$Q = (22T)^{0,42} = (22 \cdot 119)^{0,42} = 27,4;$$

$$Re = (Q - 0,75) \rho^{0,15} = (27,4 - 0,75) 40,4 = 1070;$$

$$\omega_0 = Re \mu_c / (\rho_c d) = 1070 \cdot 0,894 \cdot 10^{-3} / (997 \cdot 7,9 \cdot 10^{-3}) = 0,121 \text{ м/с.}$$

Для капель диаметром 7,68 мм получается практически такое же значение скорости свободного осаждения (0,122 м/с).

Суммарная фиктивная скорость фаз при захлебывании. Удерживающая способность при захлебывании в данном случае ($b = V_1/V_c = 2$) в соответствии с уравнением (7.6) равна:

$$\Phi_1 = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(1-b)} = \frac{\sqrt{2^2 + 8 \cdot 2} - 3 \cdot 2}{4(1-2)} = 0,382.$$

Принимая характеристическую скорость капель в распылительной колонне равной скорости свободного осаждения, из уравнения (7.5) находим:

$$(\omega_a + \omega_c)_3 = (1 - 4\Phi_3 + 7\Phi_3^2 - 4\Phi_3^3) \omega_{\text{кар}} = (1 - 4 \cdot 0,382 + 7 \cdot 0,382^2 - 4 \cdot 0,382^3) 0,121 = 0,0328 \text{ м/с.}$$

Таким образом, минимально возможный диаметр колонны равен:

$$D_{\text{min}} = \sqrt{\frac{4(V_a + V_c)}{\pi(\omega_a + \omega_c)_3}} = \sqrt{\frac{4(0,002778 + 0,001389)}{3,14 \cdot 0,0328}} = 0,402 \text{ м.}$$

Выбираем внутренний диаметр колонны равным 0,5 м. Фиктивные скорости фаз в такой колонне равны: $\omega_a = \omega_c = 0,707$ см/с; $\omega_y = \omega_d = 1,414$ см/с. Колонна будет работать при нагрузке, составляющей 65 % от нагрузки при захлебывании. В данном случае диаметры колонны, определяемые из приближенных размеров капель для капельного и струйного истечения, одинаковы. Если бы они различались, то окончательный выбор диаметра колонны должен был бы проводиться после расчета распределителя и определения режима истечения дисперсной фазы.

Расчет распределителя дисперсной фазы. Работа распылительных колонн во многом определяется конструкцией распределителя дисперсной фазы. Он должен подавать в рабочую зону колонны достаточно малые капли, по возможности близкие по размерам, и обеспечить равномерное распределение капель по объему аппарата. При близких размерах капель время пребывания их в колонне не должно сильно различаться, и режим движения дисперсной фазы близок к режиму идеального вытеснения. Поэтому предпочтительнее капельный режим истечения, при котором образуются одинаковые капли (иногда наряду с однородными крупными каплями образуются капли-спутники значительно меньшего размера).

Капельный режим работы распределителя дисперсной фазы не всегда осуществим, так как может потребоваться слишком большое число отверстий, которые невозможно разместить по его поперечному сечению. Для равномерного распределения капель по сечению аппарата необходимо, чтобы диаметр распределителя был равен диаметру рабочей зоны экстрактора (в месте установки распределителя колонна должна иметь расширение для свободного прохода сплошной фазы в отстойную зону). Число отверстий распределителя при размещении их по треугольникам примерно определяется соотношением

$$n = 0,905(D/s)^2. \quad (7.31)$$

Максимальное число отверстий соответствует минимальному шагу s между отверстиями, который определяется конструкцией распределителя и не должен быть меньше размера капель (во избежание их слипания при выходе из распределителя). В основу расчета числа отверстий распределителя дисперсной фазы может быть положен принцип минимального размера капель. Зависимость среднего размера капель от скорости истечения обычно имеет вид, показанный на рис. 7.5. Примерное положение минимума определяется следующими соотношениями:

$$\text{We} = 0,59/R \text{ при } R \leq 0,317; \quad \text{We} = 1,8 \text{ при } R > 0,317$$

Рассчитаем число отверстий распределителя дисперсной фазы так, чтобы размер капель был минимальным. Так как в данном случае $R = 0,266$, то критерий Вебера должен быть равен $\text{We} = 0,59/0,266 = 2,22$. Скорость в отверстиях распределителя, соответствующая этому значению критерия Вебера, равна:

$$\omega_N = \sqrt{\sigma \text{We} / (\rho_a d_0)} = \sqrt{0,0341 \cdot 2,22 / (874 \cdot 0,004)} = 0,147 \text{ м/с.}$$

Необходимое для такой скорости истечения число отверстий составляет:

$$n = 4V_a / (\pi \omega_N d_0^2) = 4 \cdot 0,002778 / (3,14 \cdot 0,147 \cdot 0,004^2) = 1500.$$

В соответствии с уравнением (7.31) шаг между отверстиями должен быть равен:

$$s = D \sqrt{0,905/n} = 0,5 \sqrt{0,905/1500} = 0,0123 \text{ м.}$$

Это значение заметно больше и размера отверстий, и ориентировочного размера капель. Следовательно, по сечению распределителя можно разместить 1500 отверстий. Найдем критическую скорость истечения по уравнению (7.12):

$$\omega_{N\text{кр}} = \left[0,64 \left(\frac{9,81 \cdot 0,6 \cdot 10^{-5} \cdot 0,004}{0,0341} \right)^2 + \frac{3 \cdot 0,0341}{874 \cdot 0,004 (1 + 4/7,52)} \right]^{0,5} - 0,8 \frac{9,81 \cdot 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,004}{0,0341} = 0,12 \text{ м/с.}$$

При числе отверстий $n = 1500$ скорость истечения (0,147 м/с) немного превышает критическую. Следовательно, распределитель будет работать в начальной стадии струйного режима, когда размеры образующихся капель отличаются незначительно.

Размер капель. Уточненный расчет размеров капель проводим по уравнению (7.16) для струйного истечения:

$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8 \cdot 0,266^2}{1,8 + 2,22} \right)^{1,41} 2,22^{0,706} \left(\frac{9,81 \cdot 0,004^3 \cdot 874^2}{0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,894 \cdot 10^{-3}} \right)^{-0,35} = 7,17;$$

$$\beta = 0,28 + 0,4 \exp[-0,56(7,17 - 1)] = 0,293; \quad d = 1,675 \cdot 4 / [7,17^{1/4} (0,293)^{1/3}] = 6,16 \text{ мм.}$$

Скорость свободного осаждения для капель этого диаметра составляет 0,126 м/с, а суммарная предельная нагрузка при такой характеристической скорости практически равна предельной нагрузке, полученной в предварительных расчетах на основе приближенной оценки размеров капель. Следовательно, нет оснований вносить изменения в выбранный диаметр колонны.

Удерживающая способность. Уравнение (7.11) при характеристической скорости $\omega_{\text{хар}} = 0,126$ м/с и фиктивных скоростях фаз $\omega_c = 0,707$ см/с и $\omega_d = 1,414$ см/с принимает вид:

$$\Phi^3 - 2\Phi^2 + 1,06\Phi - 0,117 = 0.$$

Для решения этого уравнения используем аналитический метод решения кубических уравнений в тригонометрической форме [13]. Решение сводится к тому, что уравнение вида

$$x^3 + ax^2 + bx + c = 0$$

путем подстановки $x = z - a/3$ приводят к виду: $z^3 + pz + q = 0$. Коэффициенты p и q равны: $p = -a^2/3 + b$; $q = 2(a/3)^3 - ab/3 + c$.

Коэффициенты a, b, c уравнения (7.11) имеют следующие значения:

$$a = -2; \quad b = 1 + \frac{\omega_d}{\omega_{\text{хар}}} - \frac{\omega_c}{\omega_{\text{хар}}}; \quad c = -\frac{\omega_d}{\omega_{\text{хар}}}$$

Подстановкой $\Phi = z + 2/3$ преобразуем это уравнение к виду

$$z^3 + \left(\frac{\omega_d - \omega_c}{\omega_{\text{хар}}} - \frac{1}{3} \right) z + \left(\frac{2}{27} - \frac{\omega_d + 2\omega_c}{3\omega_{\text{хар}}} \right) = 0. \quad (7.11a)$$

Коэффициенты p и q в данном случае равны:

$$p = \frac{\omega_d - \omega_c}{\omega_{\text{хар}}} - \frac{1}{3}; \quad q = \frac{2}{27} - \frac{\omega_d + 2\omega_c}{3\omega_{\text{хар}}}$$

Уравнение (7.11) таково, что всегда соблюдается условие $(p/3)^3 + (q/2)^2 < 0$. В этом случае уравнение (7.11a) имеет три действительных корня:

$$z_1 = 2 \cos(\alpha/3) \sqrt[3]{-p/3};$$

$$z_{2,3} = -2 \cos(\alpha/3 \pm \pi/3) \sqrt[3]{-p/3},$$

где $\alpha = \arccos[-q/2 \sqrt[3]{-(p/3)^3}]$.

Корни кубического уравнения (7.11) равны $\Phi = z + 2/3$.

Для решаемой задачи $\omega_c/\omega_{\text{хар}} = 0,0561$; $\omega_d/\omega_{\text{хар}} = 0,1122$. Следовательно, $p = -0,2775$; $q = -0,000926$; $p/3 = -0,0925$. Тогда

$$\alpha = \arccos[0,000926/2(0,0925)^{3/2}] = 89,06^\circ; \quad \alpha/3 = 29,7^\circ; \quad \cos(\alpha/3) = 0,869;$$

$$\cos(\alpha/3 + 60^\circ) = 0,0052; \quad \cos(\alpha/3 - 60^\circ) = 0,863.$$

Таким образом

$$z_1 = 2 \cdot 0,869 \sqrt[3]{0,0925} = 0,528; \quad z_2 = -2 \cdot 0,0052 \sqrt[3]{0,0925} = -0,00316;$$

$$z_3 = -2 \cdot 0,863 \sqrt[3]{0,0925} = -0,525.$$

Корни кубического уравнения (7.11) получаются равными: $\Phi_1 = z_1 + 2/3 = 1,19$; $\Phi_2 = z_2 + 2/3 = 0,524$; $\Phi_3 = z_3 + 2/3 = 0,142$. Наименьшее значение, $\Phi = 0,142$, принимаем за величину удерживающей способности. В соответствии с уравнением (3.38) удельная поверхность контакта фаз

$$a = 6\Phi/d = 6 \cdot 0,142 / (6,16 \cdot 10^{-3}) = 138 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Таким образом, при расчете гидродинамических параметров распылительной колонны получены следующие результаты:

Диаметр колонны (и распределителя дисперсной фазы), м	0,5
Фиктивная скорость, см/с:	
дисперсной фазы (бензола)	1,414
сплошной фазы (воды)	0,707
Число отверстий распределителя дисперсной фазы диаметром 4 мм	1500
Шаг между отверстиями, мм	12,3
Средний диаметр каплей, мм	6,16
Удерживающая способность	0,142
Удельная поверхность контакта фаз, м ² /м ³	138

Коэффициенты диффузии. Вычислим коэффициенты диффузии по уравнению [13]:

$$D = 7,4 \cdot 10^{-12} (\varphi M)^{0,5} T / (\mu v^{0,6}),$$

где M — молекулярная масса растворителя, равная для воды 18,02, для бензола — 78,2; φ — фактор ассоциации растворителя, равный для воды 2,6, для бензола 1 [13]; v — мольный объем диффундирующего вещества, равный для фенола 103 см³/моль; вязкость раствора μ (в мПа·с) можно принять равной вязкости растворителей.

Рассчитаем коэффициент диффузии в разбавленном растворе фенола в воде:

$$D_c = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18,02)^{0,5} 298}{0,894 \cdot 103^{0,6}} = 1,05 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Аналогичный расчет коэффициента диффузии в бензоле дает: $D_a = 2 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

Коэффициенты массоотдачи. Параметр T в уравнении (7.2) равен

$$T = 4 \cdot 123 \cdot 9,81 (6,16 \cdot 10^{-3})^2 40,4 / (3 \cdot 0,0341) = 72,3.$$

Так как в данном случае $T > 70$, размер каплей больше критического (рис. 7.2), и капли должны осциллировать в процессе осаждения. Поэтому определение коэффициентов массоотдачи проводим по уравнениям для осциллирующих каплей. Расчет по уравнению (7.29) дает:

$$\omega_{от} = \frac{\omega_c}{1 - \Phi} + \frac{\omega_a}{\Phi} = \frac{0,707}{1 - 0,142} + \frac{1,414}{0,142} = 10,8 \text{ см/с};$$

$$Re = \frac{\rho_c \omega_{от} d}{\mu_c} = \frac{997 \cdot 0,108 \cdot 6,16 \cdot 10^{-3}}{0,894 \cdot 10^{-3}} = 742;$$

$$Pr'_c = \frac{\mu_c}{\rho_c D_c} = \frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 1,05 \cdot 10^{-9}} = 854;$$

$$\begin{aligned} \beta_x = \beta_c &= \frac{D_c}{d} Nu'_c = \frac{D_c}{d} (50 + 0,0085 Re Pr'_c^{0,7}) = \\ &= \frac{1,05 \cdot 10^{-9}}{6,16 \cdot 10^{-3}} (50 + 0,0085 \cdot 742 \cdot 854^{0,7}) = 1,3 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}. \end{aligned}$$

Для определения коэффициента массоотдачи в дисперсной фазе нужно знать время пребывания каплей в колонне, зависящее от ее высоты. Зададимся высотой $H = 5$ м. Тогда

$$\tau = \Phi H / \omega_a = 0,142 \cdot 5 / 0,01414 = 50,2 \text{ с};$$

$$Fo'_a = 4 D_a \tau / d^2 = 4 (2 \cdot 10^{-9}) \cdot 50,2 / (6,16 \cdot 10^{-3})^2 = 0,0106;$$

$$\rho_c^2 \sigma^3 / (g \Delta \rho \mu_c^4) = 5,12 \cdot 10^{10}; \quad Nu'_a = 0,32 (0,0106)^{-0,14} 742^{0,68} (5,12 \cdot 10^{10})^{0,1} = 638;$$

$$\beta_y = \beta_a = Nu'_a D_a / d = 638 \cdot 2 \cdot 10^{-9} / 6,16 \cdot 10^{-3} = 2,07 \cdot 10^{-4} \text{ м/с};$$

Коэффициент массопередачи по фазе бензола

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{2,07 \cdot 10^{-4}} + \frac{2,22}{1,3 \cdot 10^{-4}} \right)^{-1} = 0,456 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Высота рабочей зоны. При расчете высоты рабочей зоны колонны примем следующую модель структуры потоков: для сплошной фазы — идеальное перемешивание, для дисперсной — идеальное вытеснение. Такой выбор основан на том, что степень продольного переме-

щивания в сплошной фазе распылительных колонн гораздо сильнее, чем в дисперсной (если капли не очень широко распределены по размерам) [4]. Для данной модели структуры потоков при постоянстве расходов фаз и линейной равновесной зависимости из уравнений (3.46) и (3.51) следует:

$$n_{0y} = \ln \frac{c_{y,н} - m c_{x,к} - m_0}{c_{y,к} - m c_{x,к} - m_0}$$

Вычислив по этому уравнению величину n_{0y} , рассчитанную по дисперсной фазе (экстрагент), находим рабочую высоту колонны:

$$n_{0y} = \ln \frac{0,01 - 2,22 \cdot 0,06 - 0}{0,13 - 2,22 \cdot 0,06 - 0} = 3,65;$$

$$H_{0,y} = \frac{\omega_y}{K_{ya}} = \frac{1,414 \cdot 10^{-2}}{0,456 \cdot 10^{-4} \cdot 138} = 2,25 \text{ м}; \quad H = n_{0y} H_{0,y} = 3,65 \cdot 2,25 = 8,21 \text{ м}.$$

Поскольку высота колонны получилась отличной от $H = 5$ м (которой задались при определении коэффициента массоотдачи в дисперсной фазе), расчет следует повторить. Принимая $H = 8,21$ м, получим: $\beta_y = 1,93 \cdot 10^{-4}$ м/с; $K_{ya} = 0,449 \cdot 10^{-4}$ м/с; $H_{0,y} = 2,28$ м; $H = 8,32$ м. При повторении расчета высота колонны не меняется. Принимаем $H = 8,5$ м.

Размер отстойных зон. Диаметр отстойных зон (принимая их одинаковыми) определим, исходя из условия, что сплошная фаза должна двигаться в зазоре между краем распределителя дисперсной фазы и стенкой отстойной зоны с той же фиктивной скоростью, что и в колонне. Тогда диаметр отстойных зон можно найти из уравнения

$$D_{от} = \sqrt{D^2 + \frac{4V_c}{\pi \omega_c}} = \sqrt{0,5^2 + \frac{4 \cdot 0,001389}{3,14 \cdot 0,00707}} = 0,707 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр отстойных зон равным 0,8 м.

Найдем по уравнению (7.30) время, необходимое для коалесценции капель бензола:

$$\tau_{коал} = 1,32 \cdot 10^5 \cdot \frac{0,894 \cdot 10^{-3} \cdot 6,16 \cdot 10^{-3}}{0,0341} \left(\frac{8,5}{6,16 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,18} \left(\frac{123 \cdot 9,81 (6,16 \cdot 10^{-3})^2}{0,0341} \right)^{0,32} = 86,1 \text{ с}.$$

Найденное время коалесценции является приближенным, так как размер капель в отстойной зоне вследствие коалесценции капель должен быть больше, чем в колонне (6,16 мм). Для расчета

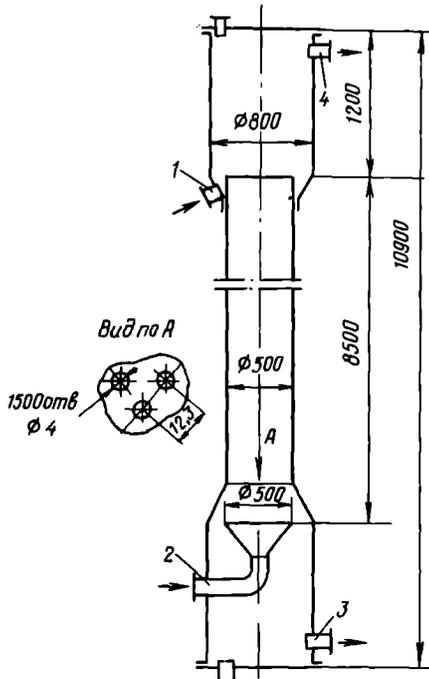
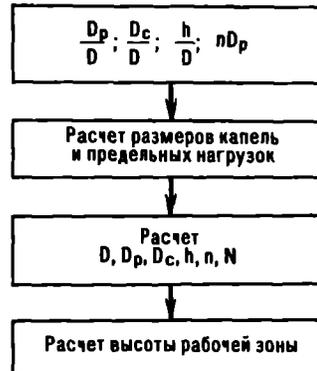


Рис. 7.6. Эскиз распылительной колонны:

1, 3 — вход и выход сплошной фазы; 2, 4 — вход и выход дисперсной фазы

Рис. 7.7. Схема расчета размеров роторно-дисковых экстракторов



объема верхней отстойной зоны примем, что половина верхней отстойной зоны занята слоем чистого скоалесцировавшего бензола, а другая половина заполнена коалесцирующими каплями. Считая, что объемная доля бензола в коалесцирующей эмульсии составляет 80 %, получим объем верхней отстойной зоны:

$$v_{от} = 2V_d \tau_{коал} / 0,8 = 2 \cdot 0,002778 \cdot 86,1 / 0,8 = 0,598 \text{ м}^3$$

Следовательно, высота отстойной зоны должна быть равна

$$H_{от} = 4v_{от} / (\pi D_{от}^2) = 4 \cdot 0,598 / (3,14 \cdot 0,8^2) = 1,19 \text{ м.}$$

Принимаем отстойные зоны одинаковыми, высотой 1,2 м. На рис. 7.6 приведены основные размеры распылительной колонны, определенные в результате технологического расчета.

Низкая эффективность спроектированной колонны (высота, эквивалентная теоретической ступени, равна ≈ 8 м) обусловлена большим продольным перемешиванием в сплошной фазе (при расчете принято полное перемешивание). Если бы режим движения обеих фаз соответствовал идеальному вытеснению, необходимая высота рабочей зоны колонны составила бы около 1 м.

7.3. ПРИМЕР РАСЧЕТА РОТОРНО-ДИСКОВОГО ЭКСТРАКТОРА

В качестве примера расчета роторно-дисксового экстрактора рассмотрим тот же процесс очистки воды от фенола экстракцией бензолом, но очистки более глубокой — до конечной концентрации фенола в воде 0,009 кг/м³ (степень извлечения 97 %). Остальные исходные параметры будем считать такими же, как и при расчете распылительной колонны:

$$\begin{aligned} V_x = V_r = 0,001389 \text{ м}^3/\text{с}; & \quad \dot{V}_y = V_d = 0,002778 \text{ м}^3/\text{с}; & \quad c_{x,н} = 0,3 \text{ кг/м}^3; \\ c_{y,н} = 0,01 \text{ кг/м}^3; & \quad t = 25 \text{ }^\circ\text{C}; & \quad m = 2,22; & \quad m_0 = 0; \\ \rho_c = 997 \text{ кг/м}^3; & \quad \rho_d = 874 \text{ кг/м}^3; & \quad \Delta\rho = 123 \text{ кг/м}^3; \\ \mu_c = 0,894 \text{ мПа}\cdot\text{с}; & \quad \mu_d = 0,6 \text{ мПа}\cdot\text{с}; & \quad D_c = 1,05 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}; \\ D_d = 2 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}; & \quad \sigma = 0,0341 \text{ Н/м}; & \quad \Phi = 0,382. \end{aligned}$$

Конечная концентрация фенола в бензоле при такой степени извлечения равна

$$c_{y,к} = c_{y,н} + (V_x/V_y)(c_{x,н} - c_{x,к}) = 0,01 + 0,001389(0,3 - 0,009)/0,002778 = 0,1555 \text{ кг/м}^3$$

Для расчета роторно-дисксовых экстракторов недостаточно определить диаметр и высоту рабочей части колонны. Необходимо подобрать также размеры внутренних устройств (диаметры дисков и статорных колец, расстояние между дисками) и частоту вращения дисков. Используем методику расчета, схема которой показана на рис. 7.7 В этой методике исходными данными являются соотношения размеров внутренних устройств экстрактора D_p/D , D_c/D , h/D (где D , D_p и D_c — диаметры соответственно колонны и дисков и внутренний диаметр статорных колец; h — высота секции), а также величина nD_p (где n — частота вращения ротора).

Обычно диаметр дисков в роторно-дисксовых экстракторах в 1,5—2 раза меньше диаметра колонны, высота секции (расстояние между дисками) в 2—4 раза меньше диаметра колонны, а внутренний диаметр колец статора составляет 70—80 % от диаметра колонны [3, 4] Примем следующие соотношения для размеров внутренних устройств: $D_p/D = 2/3$; $D_c/D = 3/4$; $h/D = 1/3$ и рассчитаем размеры экстрактора, работающего при $nD_p = 0,2$ м/с.

Средний размер капель. Для определения размеров капель по уравнению (7.20) необходимо знать число секций (дисков). Зададимся числом секций $N = 20$. Получим:

$$d = 16,7 \frac{(0,894 \cdot 10^{-3})^{0,3} (0,0341)^{0,5}}{0,2^{0,9} 997^{0,8} 9,81^{0,2} 20^{0,23}} = 0,00203 \text{ м (2,03 мм)}.$$

Суммарная фиктивная скорость фаз при захлебывании. Рассчитав скорость свободного осаждения капель бензола размером 2,03 мм в воде по уравнению (7.2), получим: $\omega_0 = 5,73$ см/с. Определим характеристическую скорость капель по уравнению (7.7):

$$(D_c/D)^2 = (3/4)^2 = 0,562; \quad 1 - (D_p/D)^2 = 1 - (2/3)^2 = 0,556;$$

$$\frac{(D_c + D_p)}{D} \left[\left(\frac{D_c - D_p}{D} \right)^2 + \left(\frac{h}{D} \right)^2 \right]^{0,5} = \left(\frac{3}{4} + \frac{2}{3} \right) \left[\left(\frac{3}{4} - \frac{2}{3} \right)^2 + \left(\frac{1}{3} \right)^2 \right]^{0,5} = 0,485.$$

Следовательно, $\alpha = 0,485$, и характеристическая скорость капель равна:

$$\omega_{хар} = \alpha \omega_0 = 0,485 \cdot 5,73 = 2,78 \text{ см/с.}$$

Фиктивную суммарную скорость фаз при захлебывании находим из уравнения (7.5):

$$(\omega_a + \omega_c)_s = (1 - 4 \cdot 0,382 + 7 \cdot 0,382^2 - 4 \cdot 0,382^3) \cdot 2,78 = 0,756 \text{ см/с.}$$

Диаметр колонны и размеры внутренних устройств. Минимально допустимый диаметр колонны в данном случае равен

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4(V_a + V_c)}{\pi(\omega_a + \omega_c)_s}} = \sqrt{\frac{4(0,001389 + 0,002778)}{3,14 \cdot 0,00756}} = 0,84 \text{ м.}$$

Принимаем внутренний диаметр колонны равным 1 м. Фиктивные скорости фаз в такой колонне равны: $\omega_y = \omega_a = 0,354$ см/с; $\omega_x = \omega_c = 0,177$ см/с. Суммарная скорость фаз составит 69 % от суммарной скорости фаз при захлебывании.

Основные размеры внутренних устройств экстрактора:

$$D_p = D(D_p/D) = 1 \cdot 2/3 = 0,667 \text{ м; } D_c = D(D_c/D) = 1 \cdot 3/4 = 0,75 \text{ м;}$$

$$h = D(h/D) = 1 \cdot 1/3 = 0,333 \text{ м.}$$

$$\text{Частота вращения } n = (nD_p/D_p) = 0,2/0,667 = 0,3 \text{ с}^{-1}$$

Удельная поверхность контакта фаз. Подставив значения фиктивных скоростей фаз и характеристической скорости в уравнение (7.11), получим кубическое уравнение:

$$\Phi^3 - 2\Phi^2 + 1,06\Phi - 0,127 = 0.$$

Решая это уравнение (см. пример расчета распылительной колонны), находим удерживающую способность $\Phi = 0,169$. Следовательно, удельная поверхность контакта фаз равна

$$a = 6\Phi/d = 6 \cdot 0,169 / (2,03 \cdot 10^{-3}) = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Высота рабочей зоны колонны. Рассчитаем высоту рабочей зоны колонны и, следовательно, число дисков с учетом продольного перемешивания на основе диффузионной модели по уравнениям (3.39) — (3.41). Коэффициенты продольного перемешивания в сплошной (E_c) и дисперсной (E_d) фазах вычислим из следующих эмпирических зависимостей [4]:

$$E_c = 0,5 \frac{\omega_c h}{1 - \Phi} + 0,09 \left(\frac{D_p}{D}\right)^2 \left[\left(\frac{D_c}{D}\right)^2 - \left(\frac{D_p}{D}\right)^2\right] n D_p h;$$

$$E_d = 0,5 \frac{\omega_a h}{\Phi} + 0,09 \left(\frac{D_p}{D}\right)^2 \left[\left(\frac{D_c}{D}\right)^2 - \left(\frac{D_p}{D}\right)^2\right] n D_p h.$$

Расчет по этим уравнениям дает:

$$E_x = E_c = 0,5 \frac{0,177 \cdot 10^{-2} \cdot 0,333}{1 - 0,169} + 0,09 \left(\frac{2}{3}\right)^2 \left[\left(\frac{3}{4}\right)^2 - \left(\frac{2}{3}\right)^2\right] 0,2 \cdot 0,333 = 6,69 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с;}$$

$$E_y = E_d = 0,5 \frac{0,354 \cdot 10^{-2} \cdot 0,333}{0,169} + 0,09 \left(\frac{2}{3}\right)^2 \left[\left(\frac{3}{4}\right)^2 - \left(\frac{2}{3}\right)^2\right] 0,2 \cdot 0,333 = 38 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо знать относительную скорость капель в колонне и критерий Рейнольдса:

$$\omega_{or} = \frac{\omega_a}{\Phi} + \frac{\omega_c}{1 - \Phi} = \frac{0,177}{0,169} + \frac{0,354}{1 - 0,169} = 2,3 \text{ см/с;}$$

$$Re = \frac{\rho_c \omega_{or} d}{\mu_c} = \frac{997 \cdot 0,023 \cdot 2,03 \cdot 10^{-3}}{0,894 \cdot 10^{-3}} = 52,2.$$

Параметр T в уравнении (7.2) равен

$$T = \frac{4 \cdot 123 \cdot 9,81 \cdot (2,03 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 40,4}{3 \cdot 0,0341} = 7,85.$$

Так как $T < 70$, то капли не осциллируют.

Ввиду того что Re заметно больше единицы, для расчета коэффициентов массоотдачи используем уравнения (7.26) и (7.27). При определении размеров капель число секций экстрактора принято равным 20. Поэтому в качестве первого приближения для высоты экстрактора примем

значение $H = Nh = 20 \cdot 0,333 = 6,66$ м. Рассчитаем коэффициенты массоотдачи:

$$Nu'_c = 0,6 Re^{0,5} Pr'_c{}^{0,5} = 0,6 \cdot 52,2^{0,5} \cdot 854^{0,5} = 127;$$

$$\beta_x = \beta_c = Nu'_c \frac{D_c}{d} = 127 \frac{1,05 \cdot 10^{-9}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,657 \cdot 10^{-4} \text{ м/с};$$

$$\tau = \Phi H / \omega_n = 0,169 \cdot 6,66 / 0,00354 = 318 \text{ с};$$

$$Fo'_d = 4 D_{AT} \tau / d^2 = 4 \cdot 2 \cdot 10^{-9} \cdot 318 / (2,03 \cdot 10^{-3})^2 = 0,617;$$

$$We = \frac{\rho_c \omega_c^2 d}{\sigma} = \frac{997 (2,3 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 2,03 \cdot 10^{-3}}{0,0341} = 0,0314;$$

$$Nu'_d = 31,4 (Fo'_d)^{-0,34} (Pr'_d)^{-0,125} We^{0,37} = 31,4 \cdot 0,617^{-0,34} \cdot 343^{-0,125} \cdot 0,0314^{0,37} = 4,96;$$

$$\beta_y = \beta_d = Nu'_d \frac{D_d}{d} = 4,96 \frac{2 \cdot 10^{-9}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,0488 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Критерии $Pr'_c = 854$ и $Pr'_d = 343$ определены при расчете распылительной колонны. Находим коэффициент массопередачи и высоту единицы переноса по водной фазе, соответствующую режиму идеального вытеснения:

$$K_x = \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,657 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{2,22 \cdot 0,0488 \cdot 10^{-4}} \right)^{-1} = 0,93 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$H_{ox} = \frac{\omega_x}{K_x a} = \frac{0,00177}{0,93 \cdot 10^{-5} \cdot 500} = 0,381 \text{ м}.$$

Так как расходы фаз в рассматриваемом процессе практически не меняются, а равновесие между фазами характеризуется линейной зависимостью, для расчета общих чисел единиц переноса можно использовать уравнение (3.33), которое при выражении составов в кг/м^3 может быть представлено в виде:

$$n_{ox} = \frac{mV_y/V_x}{mV_y/V_x - 1} \ln \frac{m c_{xн} + m_0 - c_{yн}}{m c_{xк} + m_0 - c_{yк}}.$$

Для рассматриваемого процесса $mV_y/V_x = 2,22 \cdot 2 = 4,44$; $m_0 = 0$. Следовательно,

$$n_{ox} = \frac{4,44}{4,44 - 1} \ln \frac{2,22 \cdot 0,3 - 0,1555}{2,22 \cdot 0,009 - 0,01} = 5,08.$$

Таким образом, при режиме идеального вытеснения по обеим фазам высота рабочей зоны колонны $H = n_{ox} H_{ox} = 5,08 \cdot 0,381 = 1,93$ м. Для определения высоты колонны с учетом продольного перемешивания находим методом последовательного приближения «кажущуюся» высоту единицы переноса по уравнениям (3.40) и (3.41). Сначала определим значение критерия Пекле для продольного перемешивания в обеих фазах:

$$Pe_y = \frac{\omega_y H}{E_y} = \frac{0,00354 \cdot 6,66}{38 \cdot 10^{-4}} = 6,2;$$

$$Pe_x = \frac{\omega_x H}{E_x} = \frac{0,00177 \cdot 6,66}{6,69 \cdot 10^{-4}} = 17,6.$$

В первом приближении коэффициенты f_y и f_x вычисляем, пренебрегая в уравнениях (3.41) вторыми членами в правой части:

$$f_y = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_y)]}{Pe_y} \right\}^{-1} = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-6,2)]}{6,2} \right\}^{-1} = 1,192;$$

$$f_x = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_x)]}{Pe_x} \right\}^{-1} = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-17,6)]}{17,6} \right\}^{-1} = 1,06.$$

Подставляя эти значения в уравнение (3.40), находим первое приближение для кажущейся высоты единицы переноса:

$$H'_{0x} = H_{0x} + \frac{E_x}{\omega_x f_x} + \left(\frac{V_x}{mV_y} \right) \left(\frac{E_y}{\omega_y f_y} \right) = \\ = 0,381 + \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 1,06} + 0,2252 \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 1,192} = 0,941 \text{ м.}$$

где $V_x/(mV_y) = 1/(2,22 \cdot 2) = 0,2252$.

Значению $H'_{0x} = 0,941$ м соответствует высота колонны $H = H'_{0x} n_{0x} = 0,941 \cdot 5,08 = 4,78$ м. Полученные значения H и H'_{0x} используем для более точного определения критерия Пекле и коэффициентов f_y и f_x :

$$Pe_y = 0,00354 \cdot 4,78 / 38 \cdot 10^{-4} = 4,45;$$

$$Pe_x = 0,00177 \cdot 4,78 / 6,69 \cdot 10^{-4} = 12,6;$$

$$f_y = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_y)]}{Pe_y} \right\}^{-1} - \left(1 - \frac{V_x}{mV_y} \right) \frac{E_y}{\omega_y H'_{0x}} = \\ = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-4,45)]}{4,45} \right\}^{-1} - (1 - 0,2252) \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 0,941} = 0,401;$$

$$f_x = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_x)]}{Pe_x} \right\}^{-1} + \left(1 - \frac{V_x}{mV_y} \right) \frac{E_x}{\omega_x H'_{0x}} = \\ = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-12,6)]}{12,6} \right\}^{-1} + (1 - 0,2252) \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 0,941} = 1,40.$$

Второе приближение для кажущейся высоты единицы переноса равно:

$$H'_{0x} = 0,381 + \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 1,40} + 0,2252 \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 0,401} = 1,25 \text{ м.}$$

При таком значении H'_{0x} требуемая высота колонны равна $H = 1,25 \cdot 5,08 = 6,35$ м.

Проводя расчет H'_{0x} и H несколько раз, до тех пор, пока значения этих величин в двух последовательных итерациях не станут практически равными, получим: $H'_{0x} = 1,15$ м; $H = 5,84$ м. Так как расстояние между дисками принято равным 0,333 м, колонна такой высоты должна иметь $5,84/0,333 = 17,5$ дисков. Принимая число дисков равным 18, получим для высоты рабочей зоны значение $H = 18 \cdot 0,333 = 6$ м.

В начале расчета при определении размеров капель число секций в колонне было принято равным 20. Если в уравнение (7.20) подставить $N = 18$, получим средний размер капель $d = 2,08$ мм, что на 2,5 % отличается от значения d при $N = 20$. Поскольку такое отклонение находится в пределах точности уравнения (7.20), пересчет размеров капель и всех остальных гидродинамических параметров экстрактора не имеет смысла. Практически не изменится также и коэффициент массоотдачи в дисперсной фазе, зависящий от высоты колонны. Однако если бы полученная в результате расчета высота экстрактора сильно отличалась от значения, которым задались вначале, весь расчет следовало бы повторить, начиная с определения среднего размера капель.

Результаты расчета высоты колонны свидетельствуют о значительном продольном перемешивании в роторно-дисковых экстракторах. Вследствие продольного перемешивания необходимая высота рабочей зоны увеличивается в 3 раза.

Сравнивая результаты расчета роторно-дисковой и распылительной экстракционных колонн, можно отметить гораздо большую эффективность первой: число теоретических ступеней при заданных концентрациях фаз равно около 2,6 и, следовательно, ВЭТС $\approx 2,3$ м, в то время как для распылительной колонны ВЭТС ≈ 8 м. Однако производительность распылительного экстрактора гораздо больше: диаметр его при тех же расходах вдвое меньше.

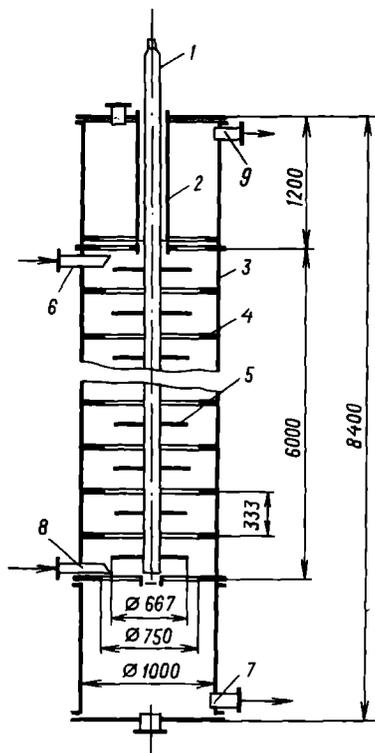
Энергетические затраты на перемешивание. Для вращающегося диска критерий мощности при достаточно больших значениях критерия Рейнольдса ($Re_w > 10^3$) равен примерно $K_N = 0,03$ [3]. В данном случае

$$Re_w = \rho_c n D_c^2 / \mu_c = 997 \cdot 0,3 \cdot 0,667^2 / (0,894 \cdot 10^{-3}) = 149\,000.$$

Средняя плотность перемешиваемой среды

$$\rho = \Phi \rho_d + (1 - \Phi) \rho_c = 0,169 \cdot 874 + (1 - 0,169) \cdot 997 = 976 \text{ кг/м}^3.$$

Рис. 7.8. Эскиз роторно-дискового экстрактора:



Следовательно, затраты энергии на перемешивание одним диском составляют:

$$N = K_{Np} n^3 D_p^5 = 0,03 \cdot 976 \cdot 0,3^3 \cdot 0,667^5 = 0,1 \text{ Вт.}$$

Таким образом, затраты мощности на перемешивание очень невелики и для всех дисков составляют около 2 Вт. Мощность электродвигателя в данном случае следует подбирать на основе механического расчета. Она должна быть достаточной для преодоления пускового момента и сил трения в опорах.

Размер отстойных зон. В роторно-дисковых экстракторах диаметры рабочей зоны и отстойных зон обычно одинаковы. Если определить по уравнению (7.30) время, необходимое для коалесценции капель бензола в верхней отстойной зоне, и исходя из этого времени рассчитать объем отстойной зоны (как при расчете распылительной колонны), то высота отстойной зоны получится равной около 0,2 м. Но в данном экстракторе отстойные зоны являются продолжением рабочей, в которой происходит интенсивное движение жидкостей. Поэтому отстойные зоны должны состоять из двух частей: собственно отстойных зон (где происходит разделение фаз) и промежуточных успокоительных зон высотой обычно не меньше диаметра колонны (наличие которых создает лучшие условия для отстаивания). Исходя из этих соображений,

принимая полную высоту отстойных зон равной 1,2 м.

Основные размеры роторно-дискового экстрактора, полученные в результате технологического расчета, приведены на рис. 7.8. Приведенный пример расчета роторно-дискового экстрактора выполнен при условии, что произведение числа оборотов ротора на его диаметр составляет 0,2 м/с. При проектировании экстрактора следует провести его расчет при разных значениях nD_p , сравнить результаты и выбрать оптимальный вариант.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Основы жидкостной экстракции/Под ред. Г. Я. Ягодина. М.: Химия, 1981. 399 с.
2. McHugh M., Val Krukonis//Supercritical Fluid Extraction. N-Y, 1987.
3. Трейбал Р. Жидкостная экстракция: Пер. с англ. М.: Химия, 1966. 724 с.
4. Laddha G. S., Degaleesan T. E. Transport phenomena in liquid extraction. New Delhi, 1976. 487 p.
5. Hu S., Kintner R. C.//AIChE J. 1955. V 1. № 1. P. 42—48.
6. Lehrer I. H.//Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Devel. 1979. V 18. № 2. P. 297—300.
7. Каган С. З., Ковалев Ю. Н., Захарычев А. П.//ТОХТ 1973. Т. 7. № 4. С. 565—570.
8. Каган С. З., Азров М. Э., Волкова Т. С., Труханов В. Г.//ЖПХ. 1964. Т. 37. № 1. С. 58—65.
9. Skelland A. H. P Diffusional Mass Transfer N-Y, 1974. P 594.
10. Броунштейн Б. И., Фишбейн Г. А. Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах. М.: Химия, 1977 279 с.
11. Последние достижения в области жидкостной экстракции: Пер. с англ. М.: Химия, 1974. 448 с.
12. Справочник по растворимости. Т. 1. М.: Химия, 1968. 2097 с.
13. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 575 с.

4

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность сорбента, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
 B — константа уравнения Дубинина, К^{-2} ;
 C — концентрация вещества в жидкости (газе), $\text{кг}/\text{м}^3$;
 C_s — предельная концентрация в газовой фазе в данных условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 D — диаметр аппарата, м;
 d_s — эквивалентный диаметр частицы сорбента, м;
 D_z — коэффициент эффективной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
 D_y — коэффициент диффузии в жидкости (газе), $\text{м}^2/\text{с}$;
 G — массовый расход фазы, $\text{кг}/\text{с}$;
 H — высота, м;
 K_p — константа равновесия ионного обмена;
 K_y — коэффициент массопередачи, $\text{м}/\text{с}$;
 n_{0y} — общее число единиц переноса в жидкой (газовой) фазе;
 P — парциальное давление, Па или мм рт. ст.;
 R — радиус частицы, м;
 S — площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ;
 T — безразмерное время;
 V — объемный расход жидкости (газа), $\text{м}^3/\text{с}$;
 V_0 — удельный объем ионита, $\text{см}^3/\text{г}$;
 V_x — объемный расход сорбента, $\text{м}^3/\text{с}$;
 w — скорость жидкости (газа), $\text{м}/\text{с}$;
 W_0 — константа уравнения Дубинина, $\text{см}^3/\text{г}$;
 X — концентрация вещества в сорбенте, $\text{кг}/\text{кг}$;
 X^* — равновесная концентрация в сорбенте, $\text{кг}/\text{кг}$;
 z — координата по высоте слоя сорбента, м;
 β — коэффициент аффинности;
 $\beta_{\text{прод}}$ — фиктивный коэффициент массоотдачи, учитывающий продольное перемешивание, $\text{м}/\text{с}$;
 β_x — коэффициент внутренней массоотдачи, $\text{м}/\text{с}$;
 β_e, β_y — коэффициент внешней массоотдачи, $\text{м}/\text{с}$;
 e — порозность слоя сорбента, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
 μ_y — вязкость жидкости (газа), Па·с;
 $\rho_{\text{нас}}$ — насыпная плотность сорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 ρ_y — плотность жидкости (газа), $\text{кг}/\text{м}^3$;
 ρ_x — плотность частицы сорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 $\rho(\tau)$ — плотность распределения частиц ионита по времени пребывания, с^{-1} ;
 τ — время, с;
 Ag — критерий Архимеда;
 Bi' — массообменный критерий Био;
 Nu' — массообменный критерий Нуссельта;
 Re — критерий Рейнольдса.

ВВЕДЕНИЕ

Процессы адсорбции и ионного обмена широко применяют в химической промышленности, биотехнологии и ряде других отраслей. Типичными примерами адсорбции и ионного обмена являются рекуперация растворителей, разделение смесей углеводородов, очистка и осушка газов, очистка сточных вод, деминерализация воды, выделение металлов из растворов их солей.

Процессы адсорбции и ионного обмена проводят в аппаратах с неподвижным, псевдооживленным и плотным движущимся слоем адсорбента или ионита. Наиболее распространены в промышленности процессы сорбции в неподвижном слое. Непрерывные процессы адсорбции и ионного обмена проводят в аппаратах с псевдооживленным или плотным движущимся слоем.

Приведенные в данной главе примеры расчета охватывают как периодические, так и непрерывные процессы в неподвижном и псевдооживленном слое. Основной целью при расчете адсорбционной и ионообменной установок является определение равновесных зависимостей, расчет кинетических характеристик сорбции и определение основных размеров аппаратов на основе уравнений динамики процесса.

Для адсорбции равновесные данные могут быть получены на основе теории объемного заполнения пор по изотерме адсорбции стандартного вещества или аналитически [1]. Для

ионного обмена равновесные зависимости часто находят по уравнениям, полученным на основе закона действующих масс [2].

В случае активных углей обычно имеется достаточно данных для аналитического расчета по уравнению Дубинина [1]. При отсутствии таких данных прибегают к равновесным зависимостям в табличной или графической форме, полученным экспериментальным путем.

Методики определения кинетических и динамических характеристик процессов ионного обмена и адсорбции во многом идентичны, поэтому методы расчета, показанные в примерах для случаев адсорбции и ионного обмена, могут рассматриваться в своей основе как относящиеся к обоим процессам.

В расчете адсорбера с неподвижным слоем использовались уравнения динамики сорбции, изложенные в гл. 3 (разд. 3.4).

Основные характеристики адсорберов и ионообменных аппаратов, адсорбентов и ионитов, необходимые для расчета, приведены в Приложениях 8.1 и 8.2.

8.1. РАСЧЕТ РЕКУПЕРАЦИОННОЙ АДСОРБЦИОННОЙ УСТАНОВКИ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ АДСОРБЕНТА

Адсорбционные установки с неподвижным слоем адсорбента, несмотря на периодичность работы каждого аппарата, наиболее распространены в промышленности ввиду трудности использования движущегося слоя из-за истирания адсорбента. Обработка сырья в таких установках многостадийна, так как после стадии адсорбции необходимо регенерировать и охладить адсорбент. В случае десорбции водяным паром может быть включена стадия сушки. Таким образом, цикл работы таких установок может включать четыре стадии: адсорбцию, десорбцию, сушку и охлаждение адсорбента. В трехстадийном цикле стадия охлаждения отсутствует, в результате чего начало стадии адсорбции идет в неизотермическом режиме, с постепенным снижением температуры адсорбента. Иногда исключают и стадию осушки. В этом двухстадийном случае сушку осуществляют обрабатываемым газом, подаваемым в начале стадии адсорбции в подогретом состоянии. Выбор числа стадий цикла осуществляется технико-экономическим расчетом, учитывающим в основном энергетические и капитальные затраты на проведение всего многостадийного процесса.

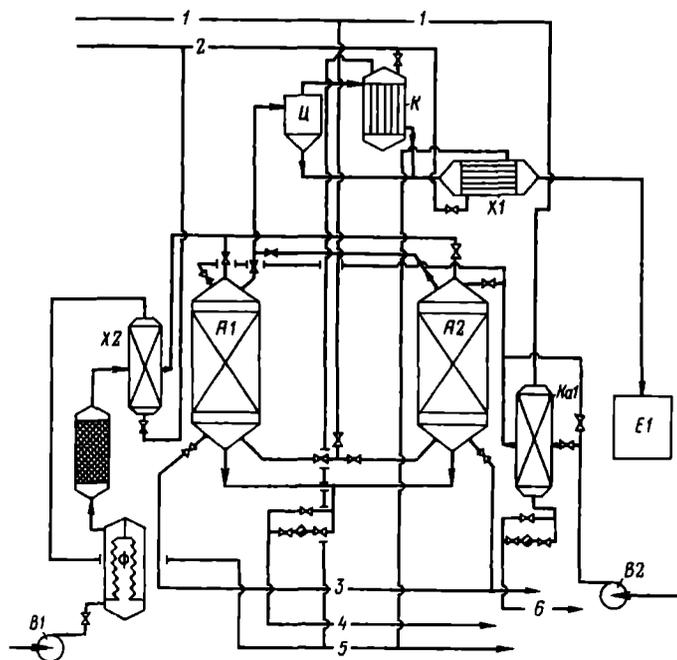


Рис. 8.1. Схема рекуперационной адсорбционной установки с неподвижным слоем адсорбента. А1, А2 — адсорберы; В1, В2 — воздуходувки; Ф — фильтр; Ог — огнепреградитель; Х1, Х2 — холодильники; Ц — циклон; К — конденсатор; Кал — калорифер; Е1 — емкость рекуператора; потоки: 1 — острый водяной пар; 2 — вода; 3 — технологический воздух; 4 — конденсат водяного пара с примесью адсорбата; 5 — обратная вода; 6 — конденсат водяного пара

Для осуществления непрерывной работы всей установки она должна включать несколько адсорберов, причем их число определяется соотношением продолжительностей стадий цикла.

Если сырье обрабатывается в каждый момент только в одном адсорбере, то при двух аппаратах продолжительность стадий адсорбции равна сумме продолжительностей десорбции, сушки и охлаждения. При трех адсорберах длительность вспомогательных стадий в два раза превышает длительность адсорбции, при четырех адсорберах — в три раза.

Схема рекуперационной адсорбционной установки с неподвижным слоем адсорбента, работающей в четырехстадийном цикле, представлена на рис. 8.1. Газ, содержащий рекуперированный растворитель, воздуходувкой В1 подается в адсорбер А1, заполненный активным углем, предварительно проходя фильтр Ф, служащий для удаления пыли, огнепреградитель Ог, необходимый для предотвращения распространения огня по трубопроводам в случае воспламенения очищаемой парогазовой смеси, и холодильник Х2. После насыщения слоя адсорбента адсорбер А1 переключается на стадию десорбции. Адсорбент регенерируется острым водяным паром (давление 0,1—0,4 МПа), подаваемым внизу адсорбера.

Часть пара конденсируется, отдавая тепло на нагрев адсорбента, материала адсорбера и на компенсацию теплоты адсорбции. Оставшийся пар уносит пары адсорбата в конденсатор К, проходя через циклон Ц, задерживающий пылевидные частицы адсорбента. Конденсат, представляющий собой смесь воды и адсорбата, охлаждается в холодильнике Х1 и подается в емкость Е1, следуя затем на разделение.

Сушка адсорбента осуществляется горячим воздухом, подаваемым в адсорбер воздуходувкой В2 через калорифер Ка1. Охлаждение адсорбента производится атмосферным воздухом, подаваемым воздуходувкой В2 по обводной линии.

Задание на проектирование. Рассчитать адсорбционную установку периодического действия с неподвижным слоем адсорбента для улавливания паров метанола из воздуха, работающую по четырехстадийному циклу при следующих условиях: расход смеси — 7370 м³/ч; температура паровоздушной смеси — 20 °С; атмосферное давление — 0,1013·10⁶ Па; начальная концентрация метанола в газовой смеси — $C_n = 1,8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; проскоковая концентрация составляет 5 % от начальной; тип аппарата — вертикальный адсорбер; адсорбент — активный уголь.

Принимаем число адсорберов в установке, равное двум. В одном из аппаратов проходит стадия адсорбции, в то время как в другом протекают стадии регенерации активного угля.

Ввиду того, что целью проектируемой установки является рекуперация растворителя, в качестве адсорбента принимаем рекуперационный уголь АР-3 с эквивалентным диаметром гранулы 2 мм.

8.1.1. Изотерма адсорбции паров метанола на активном угле

Для активного угля АР-3, обладающего бипористой структурой, по теории объемного заполнения пор равновесная концентрация в твердом теле описывается уравнением Дубинина:

$$X = \frac{W_{01}}{v} \exp \left[\frac{-B_1 T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{P_s}{P} \right)^2 \right] + \frac{W_{02}}{v} \exp \left[\frac{-B_2 T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{P_s}{P} \right)^2 \right], \quad (8.1)$$

где X — равновесная концентрация в твердой фазе, моль/г; W_{01} , B_1 , W_{02} , B_2 — константы, характеризующие адсорбент; $W_{01} = 0,19$ см³/г; $B_1 = 0,74 \cdot 10^{-6}$ К⁻²; $W_{02} = 1,8 \times 10^{-1}$ см³/г; $B_2 = 3,42 \cdot 10^{-6}$ К⁻² (см. Приложение 8.2); β — коэффициент аффинности, $\beta = 0,4$ (см. Приложение 8.2); v — мольный объем поглощаемого компонента, см³/моль; $P_s = 12800$ Па — давление насыщенного пара метанола; P — парциальное давление паров метанола в газовой смеси.

Например, при $P = 0,1$ равновесная концентрация метанола в АУ равна:

$$X = \frac{0,19}{40,46} \exp \left[\frac{-0,74 \cdot 10^{-6} \cdot 293^2}{(0,4)^2} \left(\lg \frac{96}{0,1} \right)^2 \right] + \frac{0,18}{40,46} \exp \left[\frac{-3,42 \cdot 10^{-6} \cdot 293^2}{0,4^2} \left(\lg \frac{96}{0,1} \right)^2 \right] = 0,1376 \cdot 10^{-3} \text{ моль/г, или } 4,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг.}$$

Информ. К. 1.8

Вычисленные по уравнению (8.1) равновесные концентрации метанола в активном угле (АУ) представлены ниже:

Парциальное давление паров метанола P , Па (мм рт. ст.)	Концентрация метанола в газе $C \cdot 10^3$, кг/м ³	Равновесная концентрация метанола в АУ $X \cdot 10^2$, кг/кг	Парциальное давление паров метанола P , Па (мм рт. ст.)	Концентрация метанола в газе $C \cdot 10^3$, кг/м ³	Равновесная концентрация метанола в АУ $X \cdot 10^2$, кг/кг
13,33 (0,1)	0,175	0,44	666,67 (5,0)	8,76	8,51
26,66 (0,2)	0,351	0,89	1333,33 (10,0)	17,53	12,64
66,67 (0,5)	0,876	1,99	2666,67 (20)	35,10	18,59
133,33 (1,0)	1,75	3,17	3999,99 (30)	52,6	22,53
266,67 (2,0)	3,51	5,0	6666,66 (50)	87,7	26,85

Исходная концентрация метанола в газовой смеси соответствует части изотермы, близкой к линейной.

Согласно рекомендации [1], начальный участок изотермы может рассматриваться как линейный при условии $(C/C_s)_0 < 0,17$ (по бензолу).

Отношение P/P_s для бензола, соответствующее исходной концентрации метанола в смеси ($C_n = 1,8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³) может быть найдено по уравнению потенциальной теории адсорбции:

$$(C/C_s)_0 = (P/P_s)_0 = 10^{\frac{-(\lg 0,168 - \lg 1,8 \cdot 10^{-3})}{0,4}} = 1,2 \cdot 10^{-5} < 0,17,$$

где $(P/P_s)_0$ — отношение парциального давления к давлению насыщенного пара для бензола.

Полученный результат показывает, что форма изотермы на рассматриваемом участке может быть принята линейной.

8.1.2. Диаметр и высота адсорбера

Допустимую фиктивную скорость газа можно рассчитать по формуле, полученной на основе технико-экономического анализа работы адсорберов [8]:

$$\omega = \sqrt{0,0167 \rho_{\text{нас}} d_s g / \rho_{\text{г}}}. \quad (8.2)$$

где $d_s = 2,0 \cdot 10^{-4}$ м; $\rho_{\text{нас}} = 550$ кг/м³ (для активного угля АР-3); плотность воздуха при 20 °С $\rho_{\text{г}} = 1,2$ кг/м³

Допустимая скорость газа в адсорбере:

$$\omega = \sqrt{0,0167 \cdot 550 \cdot 2,0 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 / 1,2} = 0,388 \text{ м/с.}$$

Рабочую скорость газа в адсорбере примем на 25 % ниже допустимой: $\omega = 0,75 \times 0,388 = 0,29$ м/с.

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{4V / (\pi \omega)} = \sqrt{4 \cdot 7370 / (3,14 \cdot 0,29 \cdot 3600)} = 3,0 \text{ м.}$$

Принимаем вертикальный адсорбер типа ВТР (диаметр вертикального адсорбера не превышает 3 м)

Высоту слоя активного угля в аппарате для обеспечения достаточного времени работы адсорбера примем равной 0,7 м (в вертикальных адсорберах ВТР высота слоя адсорбента составляет 0,5—1,2 м). Общую высоту цилиндрической части примем равной 1,7 м. Дополнительная высота (под крышкой и над днищем) необходима для размещения распределительного устройства для газа, штуцеров и датчиков

8.1.3. Коэффициент массопередачи

Находим коэффициент диффузии в газовой фазе в системе метанол — воздух.

При $t=0$ °C и $P=98,1$ кПа коэффициент диффузии равен $0,133$ см²/с. Коэффициент диффузии в условиях адсорбера

$$D_y = D_{y0} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,133 \cdot 10^{-4} \frac{9,81 \cdot 10^4}{10,13 \cdot 10^4} \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 0,143 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Вязкость газовой фазы (воздуха) $\mu_y = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе находим по уравнению

$$Nu' = 0,355 Re^{0,641} (Pr')^{0,333} / \epsilon, \quad (8.3)$$

где ϵ — порозность слоя ($\epsilon = 0,375$ [7]);

$$Re = \omega d_s \rho_y / \mu_y = 0,29 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 / (1,8 \cdot 10^{-5}) = 38,67;$$

$$Pr' = \mu_y / (\rho_y D_y) = 1,8 \cdot 10^{-5} / (1,2 \cdot 0,143 \cdot 10^{-4}) = 1,049.$$

Подставив в выражение (8.3) значения Re и Pr' , получим:

$$Nu' = 0,355 \cdot 38,67^{0,641} \cdot 1,049^{0,333} / 0,375 = 10,01.$$

Тогда коэффициент внешней массоотдачи равен

$$\beta_y = 10,01 D_y / d_s = 10,01 \cdot 0,143 \cdot 10^{-4} / (2 \cdot 10^{-3}) = 0,072 \text{ м/с}.$$

Коэффициент эффективной диффузии метанола в адсорбенте находим по зависимости $D_s = f(x)$ [9], для случая адсорбции метанола на активном угле, приближающемся по внутренней структуре к АУ марки АР-3 в интервале концентраций $X=0$ — $-3,3 \cdot 10^{-2}$ кг/кг

$$D_s = 3,00 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент массоотдачи в адсорбенте (коэффициент внутренней массоотдачи) находим по уравнению (3.114):

$$\beta_x = \frac{10 D_s}{d_s (1 - \epsilon)} \frac{\rho_{\text{нас}} X^* (C_n)}{C_n}$$

Тогда

$$\beta_x = \frac{10 \cdot 3,0 \cdot 10^{-10} \cdot 550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2}}{2 \cdot 10^{-3} (1 - 0,375) 1,8 \cdot 10^{-3}} = 0,0242 \text{ м/с}.$$

Коэффициент массопередачи

$$K_y = 1 / (1/\beta_y + 1/\beta_x) = 1 / (1/0,072 + 1/0,0242) = 0,018 \text{ м/с}.$$

Снижение движущей силы массопереноса в результате отклонения движения газа от режима идеального вытеснения учтем введением дополнительного диффузионного сопротивления продольного перемешивания. Коэффициент, учитывающий продольное перемешивание, определяем по уравнению (3.121):

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \frac{\omega}{1 - \epsilon} \left(\frac{\rho_y \omega d_s}{\mu_y} \right)^{0,22} = 0,0567 \frac{0,29}{1 - 0,375} \left(\frac{1,2 \cdot 0,29 \cdot 2 \cdot 10^{-2}}{1,8 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,22} = 0,059 \text{ м/с}.$$

Коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания:

$$K'_y = (1/K_y + 1/\beta_{\text{прод}})^{-1} = (1/0,018 + 1/0,059)^{-1} = 0,0138 \text{ м/с}.$$

Удельная поверхность адсорбента

$$a = 6(1 - \epsilon) / d_s = 6(1 - 0,375) / (2 \cdot 10^{-3}) = 1875 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

$$K_{yв} = K'_{yа} = 0,0138 \cdot 1875 = 25,87 \text{ с}^{-1}$$

8.1.4. Продолжительность адсорбции. Выходная кривая. Профиль концентрации в слое адсорбента

Продолжительность адсорбции метанола определяется по выходной кривой, построение которой производится по уравнению Томаса (3.125) для безразмерной концентрации в потоке:

$$C/C_n = J(n_{oy}, n_{oy}T),$$

где $n_{oy} = K'_{yа}z/\omega$ — общее число единиц переноса для слоя высотой z ; $T = \omega C_n(\tau - z\varepsilon/\omega) / [\rho_{нас}X^*(C_n)z]$ — безразмерное время.

Выразим τ через безразмерное время T :

$$\tau = \frac{z [T \rho_{нас} X^*(C_n) + C_n \varepsilon]}{\omega C_n} = \frac{0,7 (550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} T + 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,375)}{2,9 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3}} = 24 \, 339 T + 0,905$$

Число единиц переноса:

$$n_{oy} = K'_{yа}z/\omega = 25,87 \cdot 0,7 / 0,29 = 62,24.$$

Результаты расчета выходной кривой адсорбции приведены ниже:

T	τ	C/C_n	T	C/C_n
0,4	9736,5	0,0000	1,1	0,7219
0,5	12170,4	0,00071	1,2	0,8658
0,6	14604,3	0,00715	1,3	0,9455
0,7	17038,2	0,03860	1,4	0,9811
0,8	19472,1	0,1296	1,5	0,9943
0,9	21906,0	0,2993	1,6	0,9983
1,0	24339,9	0,5179		

Время достижения концентрации метанола в газе, выходящем из адсорбера (она составляет 5% от начальной, т. е. $C/C_n = 0,05$), равно длительности стадии адсорбции. В соответствии с выходной кривой (рис. 8.2) продолжительность стадии адсорбции θ составляет $1,73 \cdot 10^4$ с.

Построение профиля концентраций ведется по уравнению Томаса (3.125), запи-

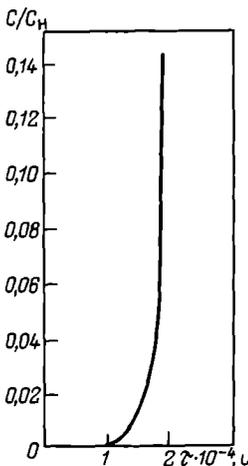
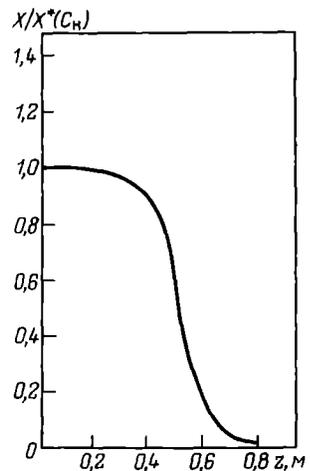


Рис. 8.2. Выходная кривая адсорбции ($z = 0,7$ м)

Рис. 8.3. Профиль концентрации в адсорбенте ($\tau = 4,8$ ч)



санному для безразмерной концентрации в адсорбенте:

$$X/X^*(C_n) = 1 - J(n_{oy}T, n_{oy}).$$

Выразим расстояние z от точки ввода смеси до точки с концентрацией X в виде функции от безразмерного времени:

$$z = \frac{\theta \omega C_n}{T \rho_{нас} X^*(C_n) + C_n \epsilon} = \frac{1,73 \cdot 10^{-4} \cdot 0,29 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3}}{550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} T + 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,375} = \frac{1}{2,017 T + 0,748 \cdot 10^{-5}}.$$

Расчет профиля концентраций метанола в слое угля представлен ниже:

$1/T$	T	$z, \text{ м}$	$n_{oy}T$	$J(n_{oy}T, n_{oy})$	$X/X^*(C_n)$
0,4	2,5	0,199	44,38	0,0012	0,9988
0,5	2,0	0,249	44,38	0,0039	0,9961
0,6	1,667	0,299	44,38	0,0204	0,9796
0,7	1,429	0,348	44,38	0,0704	0,9296
0,8	1,25	0,398	44,18	0,1749	0,8251
0,9	1,111	0,448	44,38	0,3344	0,6656
1,0	1,0	0,498	44,38	0,5213	0,4787
1,1	0,9091	0,547	44,38	0,6954	0,3046
1,2	0,8333	0,597	44,38	0,8283	0,1717
1,3	0,7692	0,647	44,38	0,9139	0,0861
1,4	0,7143	0,697	44,38	0,9662	0,0338
1,5	0,6666	0,746	44,38	0,9841	0,0159
1,6	0,625	0,796	44,38	0,9946	0,0054

8.1.5. Материальный баланс

Материальный баланс по метанолу стадии адсорбции выражается уравнением

$$\omega C_n \theta S = \rho_{нас} S \int_0^H (X_{\tau=0} - X_n) dz + \omega S \int_0^H C_{z=H} dz + \epsilon S \int_0^H (C_{\tau=0} - C_{\tau=H}) dz.$$

Записывая уравнение материального баланса для концентраций в безразмерной форме, а также учитывая, что $X_n = 0$ и $C_{\tau=0} = 0$, получим:

$$\omega C_n \theta S = \rho_{нас} S X^*(C_n) \int_0^H X/X^*(C_n) dz + \omega S C_n \int_0^H C/C_n d\tau + \epsilon S C_n \int_0^H [(C/C_n)_{\tau=0}] dz.$$

Значение интегралов уравнения материального баланса определяют графическим интегрированием выходной кривой (см. рис. 8.2) и профиля концентрации в адсорбенте (рис. 8.3):

$$\int_0^H C/C_n d\tau = 74,2 \text{ с}; \quad \int_0^H X/X^*(C_n) dz = 0,495 \text{ м}.$$

Количество метанола, поступающего в адсорбер,

$$V \tau C_n = 7370 \cdot 1,73 \cdot 10^4 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3} / 3600 = 63,75 \text{ кг}.$$

Количество метанола, поглощенного углем (адсорбата),

$$\rho_{нас} S X^*(C_n) \int_0^H X/X^*(C_n) dz = 550 \cdot 0,785 \cdot 3^2 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} = 63,47 \text{ кг}.$$

Количество метанола, уходящего из аппарата с газовой фазой,

$$V C_n \int_0^{1,73 \cdot 10^4} (C/C_n) dt = 7370 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 74,2/3600 = 0,273 \text{ кг.}$$

Ввиду малого количества адсорбтива, остающегося в аппарате в газовой фазе, для расчета массы метанола, оставшейся в свободном объеме адсорбера, примем концентрацию метанола, равную начальной.

Количество метанола, остающегося в газовой фазе адсорбера:

$$e V_{an} C_n = 0,375 \cdot 0,0785 \cdot 3^2 \cdot 0,7 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3} = 0,0033 \text{ кг.}$$

Проверим сходимость материального баланса: $63,75 = 63,47 + 0,273 + 0,0033$.

8.1.6. Вспомогательные стадии цикла

Ввиду того, что по заданию установка включает два адсорбера, суммарная продолжительность вспомогательных операций (десорбция, сушка, охлаждение) должна быть равна продолжительности адсорбции, т. е. 4,8 ч.

Десорбция водяным паром — сложный тепломассообменный процесс, протекающий при переменных температуре и расходе паровой фазы. Надежных методик расчета продолжительности десорбции для этого случая не разработано. Продолжительность десорбции в рекуперационных установках ориентировочно составляет 0,5—1,0 ч при условии использования острого пара давлением 0,1—0,4 МПа [7].

При десорбции веществ с небольшой молекулярной массой давление ближе к минимальному значению указанного интервала. С учетом сказанного принимаем продолжительность десорбции 1 ч, давление водяного пара 0,2 МПа. Тогда продолжительность стадий сушки и охлаждения равна 3,8 ч, причем периоды сушки и охлаждения могут быть приняты равными [7]. В связи с этим условия сушки и охлаждения должны быть выбраны исходя из указанного времени.

Расчет параметров стадии сушки в рекуперационных адсорбционных установках приведен в [7].

График работы адсорбционной установки может быть представлен в виде циклограммы (рис. 8.4).

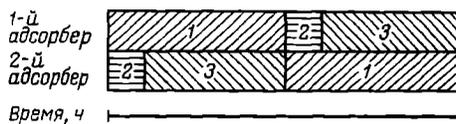


Рис. 8.4. Циклограмма работы адсорбционной установки:

1 — продолжительность адсорбции; 2 — суммарная продолжительность сушки и охлаждения; 3 — продолжительность десорбции

8.2. РАСЧЕТ ИОНООБМЕННОЙ УСТАНОВКИ

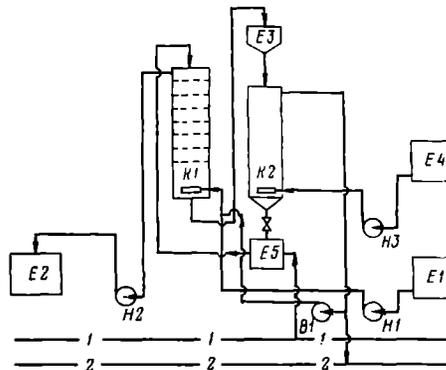
Схема ионообменной установки представлена на рис. 8.5. Исходный раствор из емкости Е1 подается в катионообменную колонну К1. Очищенный от катионов Na^+ раствор направляется в емкость Е2. Отработанный ионит с помощью эрлифта через приемную емкость Е3 подается в регенерационную колонну К2, питаемую регенерирующим раствором из емкости Е4. Отрегенерированный ионит гидротранспортом вновь подается из приемника Е5 в ионообменную колонну. Воздух для эрлифтов нагнетается воздуходувкой В1. Подача растворов осуществляется насосами Н1—Н2.

Задание на проектирование. Рассчитать ионообменную установку непрерывного действия с псевдооживленным слоем ионита для удаления ионов натрия из раствора,

Рис. 8.5. Схема ионообменной установки:

Е1 — емкость исходного раствора; К1 — катионообменная колонна; К2 — регенерационная колонна; Е2 — емкость очищенной воды; Е3 — приемник отработанного ионита; Е4 — емкость регенерирующего раствора; Е5 — приемник регенерированного ионита; В1 — воздуходувка; Н1 — Н3 — насосы;

потоки: 1 — вода; 2 — отработанный раствор



содержащего хлорид натрия, если производительность по исходному раствору: $V=10 \text{ м}^3/\text{ч}$; исходная концентрация раствора $C_{\text{н}}=4,35 \text{ моль экв}/\text{м}^3$, концентрация очищенного раствора составляет 5 % от исходной; температура в аппарате $t=20 \text{ }^\circ\text{C}$ марка катионита КУ-2; регенерация проводится в плотном, движущемся под действием силы тяжести слое ионита 1 н. раствором HCl.

8.2.1. Расчет односекционной катионообменной колонны

Согласно Приложению 8.2 принимаем следующие параметры катионита КУ-2: полная обменная емкость $X_0=4,75 \text{ ммоль экв}/\text{г}$; удельный объем $v_0=3,0 \text{ см}^3/\text{г}$; средний диаметр гранулы $d=0,9 \text{ мм}$; насыпная плотность $\rho_{\text{нас}}=800 \text{ кг}/\text{м}^3$

Уравнение изотермы сорбции. Константа равновесия в системе катионит КУ-2 ионы $K_p=1,2$ [2]. Уравнение изотермы сорбции для обмена равнозарядных ионов N на Na^+ на основе закона действующих масс записывается следующим образом:

$$X^* = \frac{KX_0C/C_{\text{н}}}{1 + (K-1)C/C_{\text{н}}}, \quad (8.4)$$

где $X_0=4,75 \cdot 22,98 \cdot 10^{-3}=0,11 \text{ кг}/\text{кг}$; $C_{\text{н}}=4,35 \cdot 22,98 \cdot 10^{-3}=0,1 \text{ кг}/\text{м}^3$

С учетом приведенных значений концентраций и константы равновесия получим

$$X^* = 1,32C / (1 + 2C). \quad (8.5)$$

Скорость потока жидкости. Фиктивную скорость жидкости в псевдооживленном слое находят из уравнения, связывающего критерии Re, Ag с порозностью слоя ϵ [11]

$$\text{Re} = \text{Ag}\epsilon^{4,75} / (18 + 0,61\sqrt{\text{Ag}\epsilon^{4,75}}) \quad (8.6)$$

Порозность слоя в ионообменных аппаратах с псевдооживленным слоем можно определить из данных эксплуатации промышленных ионообменных установок, согласно которым высота псевдооживленного слоя в 1,5—2 раза превышает высоту неподвижного слоя. С учетом этих данных, принимая порозность неподвижного слоя $\epsilon_0=0,4$, получим интервал изменения порозности $\epsilon=0,6—0,7$. Принимаем порозность слоя в этом интервале: $\epsilon=0,65$.

Плотность частицы набухшего катионита:

$$\rho_x = \rho_{\text{нас}} / (1 - \epsilon_0) = 800 / (1 - 0,4) = 1333,3 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Критерий Архимеда:

$$\text{Ag} = d^3 \rho_y (\rho_x - \rho_y) g / \mu^2 = (0,9 \cdot 10^{-3})^3 1000 (1333,3 - 1000) 9,81 / [(10^{-3})^2] = 2384.$$

Из уравнения (8.6) находим критерий Re:

$$\text{Re} = 2384 (0,65)^{4,75} / (18 + 0,61\sqrt{2384 \cdot 0,65^{4,75}}) = 10,73.$$

Скорость жидкости

$$\omega = Re\mu_y / (d\rho_y) = 10,73 \cdot 10^{-3} / (0,90 \cdot 10^{-3} \cdot 1000) = 0,012 \text{ м/с.}$$

Диаметр аппарата

$$D = \sqrt{V / (0,785\omega)} = \sqrt{10 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 0,012)} = 0,54 \text{ м.}$$

Принимаем $D = 0,6 \text{ м.}$

Уточним значение скорости и Re :

$$\omega = 10 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 0,6^2) = 0,0098 \text{ м/с;}$$

$$Re = 0,0098 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 / 10^{-3} = 8,82.$$

Значение порозности, соответствующее уточненному значению Re , получим из уравнения [11]:

$$\epsilon = (18Re + 0,36Re^2 / Ar)^{0,21} = (18 \cdot 8,82 + 0,36 \cdot 8,82^2 / 2384)^{0,21} = 0,59. \quad (8.7)$$

Определение лимитирующего диффузионного сопротивления. Фазу, в которой сосредоточено лимитирующее диффузионное сопротивление, можно определить по значению критерия Био:

$$Bi' = \beta_c R / (\rho_n D_s \Gamma),$$

где R — радиус частицы, м; β_c — коэффициент внешней массоотдачи, м/с; D_s — эффективный коэффициент диффузии в частице, м²/с; Γ — тангенс угла наклона равновесной линии, м³/кг; ρ_n — плотность ионита, кг/м³.

При $Bi' \geq 20$ общая скорость массопереноса определяется внутренней диффузией, тогда как при $Bi' \leq 1,0$ преобладающим является внешнее диффузионное сопротивление.

Коэффициент внешней массоотдачи β_c определяем по критериальному уравнению [9]:

$$Nu' = 2,0 + 1,5 (Pr')^{0,33} [(1 - \epsilon) Re]^{0,5}, \quad (8.8)$$

где

$$Pr' = \mu_y / \rho_y \cdot D_y = 10^{-3} / (1000 \cdot 1,17 \cdot 10^{-3}) = 854,7;$$

$$D_y = 1,17 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с} [2]$$

Тогда

$$Nu' = 2,0 + 1,5 \cdot 854,7^{0,33} [(1 - 0,59) 8,82]^{0,5} = 28,5.$$

Коэффициент внешней массоотдачи:

$$\beta_c = Nu' D_y / d = 28,5 \cdot 1,17 \cdot 10^{-9} / (0,9 \cdot 10^{-3}) = 37 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

В области сравнительно низких концентраций равновесная зависимость близка к линейной. Приближенно можно принять изотерму сорбционного обмена линейной с тангенсом угла наклона, равным

$$X^* (C_{cp}) / C_{cp},$$

где C_{cp} — средняя концентрация ионов Na^+ . Среднюю концентрацию ионов Na^+ в потоке можно найти как среднюю логарифмическую [13]

$$C_{cp} = \frac{C_n - C_k}{\ln (C_n / C_k)} = \frac{0,1 - 0,005}{\ln (0,1 / 0,005)} = 0,032 \text{ кг/м}^3$$

Концентрация ионов Na^+ в смоле, находящейся в равновесии с жидкостью, имеющей концентрацию C_{cp} , равна

$$X^* (C_{cp}) = 1,32 \cdot 0,032 / (1 + 2 \cdot 0,032) = 0,040 \text{ кг/кг.}$$

Средний тангенс угла наклона равновесной зависимости:

$$\Gamma = X^*(C_{cp})/C_{cp} = 0,040/0,032 = 1,25.$$

Критерий Био:

$$Bi' = \frac{\beta_c R}{\rho_n D_s \Gamma} = \frac{37 \cdot 10^{-6} \cdot 0,45 \cdot 10^{-3}}{555,5 \cdot 2,3 \cdot 10^{-10} \cdot 1,25} = 0,104,$$

где $D_s = 2,3 \cdot 10^{-10}$ м²/с;

$$\rho_n = v_0^{-1} / (1 - \epsilon_0) = 333,3 / (1 - 0,4) = 555,5 \text{ кг/м}^3.$$

Полученное значение критерия Bi' показывает, что процесс ионного обмена протекает во внешнедиффузионной области.

Среднее время пребывания частиц ионита в аппарате. Степень отработки зерна ионита сферической формы, находящегося в течение времени τ в жидкой среде концентрации C_{cp} при $Bi \rightarrow 0$, определяется следующим выражением [13]

$$\frac{X_k}{X^*(C_{cp})} = 1 - \exp\left(\frac{-3\beta_c \tau}{\rho_n \Gamma R}\right), \quad (8.9)$$

где X_k — конечная концентрация ионов Na^+ в катионите, кг/кг.

Ввиду того что в цилиндрических аппаратах с псевдооживленным слоем твердая фаза полностью перемешана, плотность распределения частиц ионита по времени пребывания определяется соотношением [13]

$$\rho(\tau) = \frac{1}{\tau_{cp}} \exp\left(-\frac{\tau}{\tau_{cp}}\right). \quad (8.10)$$

Считая, что равновесная концентрация в ионите соответствует средней концентрации в потоке жидкости (C_{cp}), найдем среднюю по всему слою степень отработки ионита:

$$\frac{X_k}{X^*(C_{cp})} = \int_0^{\infty} \left[1 - \exp\left(\frac{-3\beta_c \tau}{\rho_n \Gamma R}\right)\right] \frac{1}{\tau_{cp}} \exp\left(\frac{-\tau}{\tau_{cp}}\right) d\tau = 1 - \frac{R\rho_n \Gamma}{3\beta_c \tau_{cp} + R\rho_n \Gamma} \quad (8.11)$$

Конечную концентрацию ионов Na^+ в катионите найдем из материального баланса, определив предварительно минимальный и рабочий расход ионита. Минимальный расход находим из условия равновесия твердой фазы с раствором, покидающим аппарат:

$$G_{x \min} = \frac{V(C_n - C_k)}{X^*(C_k)} = \frac{10(0,1 - 0,005)}{0,0065} = 146,2 \text{ кг/ч},$$

где $X^*(C_k) = 1,32 \cdot 0,005 / (1 + 2 \cdot 0,005) = 0,0065$ кг/кг.

Рабочий расход сорбента по опытным данным в 1,1—1,3 раза превышает минимальный [19]. Приняв соотношение рабочего и минимального расходов, равное 1,2, получим рабочий расход катионита:

$$G_x = 1,2 G_{x \min} = 1,2 \cdot 146,2 = 175,4 \text{ кг/ч}.$$

Конечная концентрация катионита

$$X_k = 10(0,1 - 0,005) / 175,4 = 0,0054 \text{ кг/кг}$$

Из уравнения (8.11) найдем среднее время пребывания частиц катионита:

$$\tau_{cp} = \frac{R\rho_n \Gamma X_k / X^*(C_{cp})}{3\beta_c [1 - X_k / X^*(C_{cp})]} \quad (8.12)$$

Подставив известные величины в уравнение (8.12), получим:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{0,45 \cdot 10^{-3} \cdot 555,5 \cdot 0,0054 / 0,04}{3 (1 - 0,0054 / 0,04) 3,7 \cdot 10^{-6}} = 439,34 \text{ с.}$$

Высота псевдооживленного слоя ионита. Объемный расход ионита

$$V_s = G_s / \rho_n = 175,4 / (3600 \cdot 555,5) = 8,77 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Объем псевдооживленного слоя

$$V_c = V_s \tau_{\text{ср}} / (1 - \varepsilon) = 8,77 \cdot 10^{-5} \cdot 439,34 / (1 - 0,59) = 0,094 \text{ м}^3.$$

Высота псевдооживленного слоя

$$H_c = V_c / 0,785 D^2 = 0,094 / (0,785 \cdot 0,6^2) = 0,33 \text{ м.}$$

Высота сепарационной зоны должна быть выше предельной, при которой возможно существование псевдооживленного слоя. Предельная высота псевдооживленного слоя определяется уносом самых мелких частиц смолы КУ-2. Минимальный размер частиц смолы КУ-2 составляет 0,3 мм. Скорость уноса определяется из уравнения [11]:

$$Re = Ar / (18 + 0,61 \sqrt{Ar}). \quad (8.13)$$

При $d = 0,3$ мм

$$Ar = [(0,3 \cdot 10^{-3})^3 1000 (1333,3 - 1000) 9,81] / (10^{-3})^2 = 88,28.$$

Скорость уноса найдем из уравнения (8.13):

$$w = \frac{88,28}{(18 + 0,61 \sqrt{88,28})} \cdot \frac{10^{-3}}{0,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1000} = 0,0124 \text{ м/с.}$$

Скорость уноса больше рабочей скорости: $0,0124 > 0,0098$.

Значение Re , рассчитанное при $d = 0,9$ и соответствующее скорости уноса, равно:

$$Re = 0,0124 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 / 10^{-3} = 11,2.$$

Порозность слоя, соответствующая $Re = 11,2$, равна:

$$\varepsilon = [(18 \cdot 11,2 + 0,36 \cdot 11,2^2) / 2384]^{0,21} = 0,62.$$

Высота слоя, соответствующая началу уноса:

$$H_y = 0,33 (1 - 0,59) / (1 - 0,62) = 0,35 \text{ м.}$$

Для достаточной сепарации частиц примем высоту слоя на 30 % больше H_y , т. е. $H = 1,3 \cdot 0,35 = 0,46$ м.

Объем псевдооживленного слоя и его высоту можно также определить интегрированием уравнения массопередачи, записанного для псевдооживленного слоя бесконечно малой высоты. Такой подход дает следующую расчетную формулу для объема псевдооживленного слоя [19]:

$$V_c = \frac{V}{K_{vc}} \ln \frac{C_n - C^*(X_k)}{C_k - C^*(X_k)}, \quad (8.14)$$

где K_{vc} — объемный коэффициент массопередачи, с^{-1}

С учетом того, что лимитирующее сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе, получим:

$$K_{vc} = \beta_c a = \beta_c (1 - \varepsilon) 6 / d = 37 \cdot 10^{-6} (1 - 0,59) 6 / (0,9 \cdot 10^{-3}) = 0,101 \text{ с}^{-1} \quad (8.15)$$

Величину $C^*(X_k)$ определим из уравнения изотермы:

$$C^*(X_k) = 0,0054 / (1,32 - 2 \cdot 0,0054) = 0,0041 \text{ кг/м}^3.$$

С учетом найденных величин K_{oc} и $C^*(X_k)$ получим на основе уравнения массо-передачи объем псевдооживленного слоя ионита:

$$V_c = \frac{10}{3600 \cdot 0,101} \ln \frac{0,1 - 0,0041}{0,005 - 0,0041} = 0,126 \text{ м}^3$$

Эта величина на 30 % превышает найденный ранее объем псевдооживленного слоя (0,094 м³).

В случае односекционной колонны следует отдать предпочтение первому методу, учитывающему различие времени пребывания частиц ионита в аппарате, хотя и у этого метода есть недостаток, заключающийся в том, что концентрация жидкой фазы принимается средней по всему объему слоя.

8.2.2. Расчет многосекционной катионообменной колонны

Односекционные сорбционные аппараты с псевдооживленным слоем требуют значительного расхода сорбента ввиду того, что конечная концентрация в твердой фазе ионита должна быть меньше $X^*(C_k)$, что является следствием перемешивания частиц в аппарате. Поэтому аппараты со сплошным псевдооживленным слоем ионита используют для обработки малоконцентрированных растворов.

Для снижения расхода ионита обычно используют многосекционные аппараты, где влияние неравномерности времен пребывания частиц значительно меньше.

Многосекционные аппараты требуют значительно меньшего расхода ионита, поскольку перемешивание твердых частиц наблюдается лишь внутри каждой секции, а весь аппарат при достаточном числе секций приближается по структуре потоков к МИВ.

Адсорбционные аппараты с псевдооживленным слоем, предназначенные для очистки жидких смесей, обычно включают небольшое число секций [5], что не позволяет воспользоваться методикой [19], применяемой при расчете многосекционных газофазных адсорберов, где число секций позволяет принять модель идеального вытеснения. Поэтому при расчете многосекционных ионообменных колонн необходимо определять концентрацию раствора, покидающего каждую секцию.

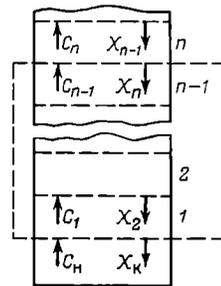


Рис. 8.6. Схема изменения концентраций в многосекционной катионообменной колонне

Выражение для концентрации раствора, покидающего n -ю секцию, можно получить решением уравнения материального баланса для участка ионообменного аппарата от его начала до n -й секции включительно (рис. 8.6)

$$V(C_n - C_{n-1}) = G_x(X_n - X_{n-1}). \quad (8.16)$$

Уравнение (8.16) решают совместно с уравнением изотермы ионного обмена

$$X_n = [aC^*(X_n)] / [1 + bC^*(X_n)] \quad (8.17)$$

и интегральным уравнением кинетики массопередачи

$$[C_{n-1} - C^*(X_n)] / [C_n - C^*(X_n)] = e^{K_c V_c / V} \quad (8.18)$$

где V_c — объем псевдооживленного слоя в каждой секции.

Решение системы уравнений (8.16) — (8.18) дает следующее уравнение:

$$C_n = \frac{C_{n-1}}{A} + \frac{\left[\frac{V}{G_x} (C_{n-1} - C_n) + X_k \right] (A-1)}{A \left[a + b \frac{V}{G_x} (C_n - C_{n-1}) - X_k b \right]}, \quad (8.19)$$

где $A = e^{K_v V_c / V}$ — константа.

Ввиду того что уравнение (8.19) нелинейно, получить его решение в виде связи концентрации с номером секции трудно, что вынуждает к последовательному расчету концентраций потоков, покидающих каждую секцию.

Проведем расчет числа секций многоступенчатого катионообменного аппарата, принимая те же исходные данные, что были взяты при расчете односекционного аппарата, и пользуясь полученными при его расчете значениями диаметра ($D=0,6$ м) и коэффициента массопередачи ($K_{vc}=0,101$ с⁻¹).

Примем высоту псевдооживленного слоя на каждой секции $H_c=0,25$ м.

Минимальный расход ионита определим по уравнению [19]:

$$G_{x_{\min}} = V(C_n - C_k) / X^*(C_n). \quad (8.20)$$

Концентрацию Na^+ в ионите, находящемся в равновесии с исходным раствором, найдем из уравнения изотермы ионного обмена:

$$X^*(C_n) = 1,32 \cdot 0,1 / (1 + 2 \cdot 0,1) = 0,11 \text{ кг/кг.}$$

Подставив значение $X^*(C_n)$ в уравнение (8.20), получим:

$$G_{x_{\min}} = 10(0,1 - 0,005) / 0,11 = 8,64 \text{ кг/ч.}$$

Приняв коэффициент избытка ионита равным 1,3 (в интервале 1,1—1,3) найдем рабочий расход ионита и конечную концентрацию Na^+ в ионите:

$$G_x = 1,3 G_{x_{\min}} = 1,3 \cdot 8,64 = 11,2 \text{ кг/ч;}$$

$$X_k = 10(0,1 - 0,005) / 11,2 = 0,085 \text{ кг/кг.}$$

Найдем объем псевдооживленного слоя и константу A :

$$V_c = 0,785 \cdot 0,6^2 \cdot 0,25 = 0,071 \text{ м}^3;$$

$$A = e^{K_v V_c / V} = e^{0,101 \cdot 0,071 \cdot 3600 / 10} = 13,2.$$

Константы уравнения изотермы сорбции: $a=1,32$; $b=2$.

Подставляя полученные данные в уравнение (8.19) при $n=1, 2$ и т. д., получим значения концентрации раствора, покидающего 1-ю, 2-ю и т. д. ячейку.

При $n=1$

$$C_1 = \frac{C_n}{A} + \frac{X_k (A-1)}{A (a - X_k b)} = \frac{0,1}{13,2} + \frac{0,085 \cdot 12,2}{13,2 (1,32 - 0,085 \cdot 2)} = 0,076 \text{ кг/м}^3.$$

При $n=2$

$$C_2 = \frac{0,076}{13,2} + \frac{\left[\frac{10}{1,12} (0,076 - 0,1) + 0,085 \right] (13,2 - 1)}{[1,32 + 1,78 (0,1 - 0,076) - 0,085 \cdot 2] 13,2} = 0,055 \text{ кг/м}^3$$

Аналогичные вычисления для остальных секций дают такие результаты: $C_3 = 0,0377$ кг/м³; $C_4 = 0,0244$ кг/м³; $C_5 = 0,0144$ кг/м³; $C_6 = 0,0071$ кг/м³; $C_7 = 0,0020$ кг/м³.

Таким образом, для достижения необходимой конечной концентрации раствора требуется 7 секций.

С учетом того, что высота псевдооживленного слоя в каждой секции равна 0,25 м, найдем высоту слоя с учетом сепарационной зоны:

$$H = 0,25 \frac{(1 - 0,59)}{1 - 0,62} 1,3 = 0,35 \text{ м.}$$

Полная высота тарельчатой части катионообменной колонны

$$H_7 = 7H = 7 \cdot 0,35 = 2,45 \text{ м.}$$

Приведем сравнительные результаты расчетов односекционного и многосекционного катионообменных аппаратов:

Аппарат	D, м	H, м	Расход ионнта, кг/ч
Односекционный	0,6	0,46	175,4
Многосекционный	0,6	2,45	11,2

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 8.1. Конструкции и области применения аппаратов для адсорбции и ионного обмена

При периодической адсорбции из газовой фазы в стационарном слое поглотителя применяют вертикальные, горизонтальные и кольцевые адсорберы, изготовляемые в различных модификациях.

Для ионного обмена используют аппараты с неподвижным, плотнодвижущимся и псевдооживленным слоем сорбента, конструкции которых в основном аналогичны конструкциям адсорбционных аппаратов.

Конструкции вертикального, горизонтального и кольцевого адсорберов системы ВТР представлены на рис. ниже. Конструкции адсорберов других типов с неподвижным слоем адсорбента приведены в литературе [7]. Конструкции менее применяемых в промышленности адсорбционных аппаратов с плотным движущимся и псевдооживленным слоем описаны в литературе [7, 17]. Аппаратура для ионообменных процессов описана в литературе [15—16].

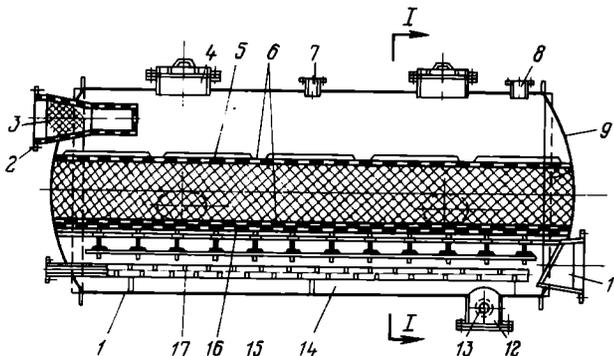
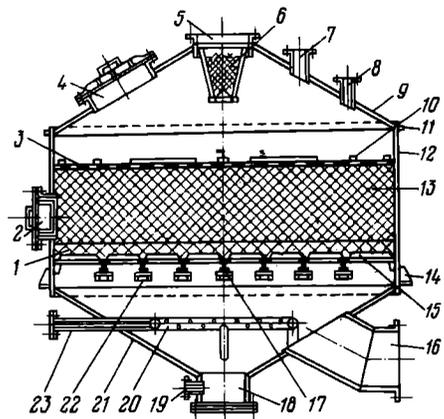
Основные характеристики и области применения некоторых адсорберов периодического действия системы ВТР

Адсорбер системы ВТР	Высота цилиндрической части адсорбера	Высота слоя адсорбента	Высота слоя гравия	Диаметр корпуса аппарата, м	Толщина стенки корпуса, мм	Форма днища и крышки	Области применения
Вертикальный	2,2	0,5—1,2	0,1	2; 2,5; 3	8—10	Коническая	Рекуперационные установки производительностью до 30 000 м ³ /ч
Горизонтальный	3—9	0,5—0,8	—	1,8; 2	8—10	Сферическая	Рекуперационные и газоочистительные установки
Кольцевой	7	—	—	3	8—12	Эллиптическая	большой производительности (более 30 000 м ³ /ч)

Конструкция аппарата	Максимальная производительность, м ³ /ч	Области применения
С неподвижным сплошным слоем ионита	300—500	Для чистых растворов различных концентраций
Со сплошным движущимся слоем ионита	0,1	То же
Со сплошным взвешенным слоем ионита	100	Для малоконцентрированных растворов и взвесей
С секционированным слоем ионита	20—30	Для концентрированных растворов и разбавленных взвесей
С движущимся слоем и пневмогидравлической выгрузкой ионита	20	Для концентрированных растворов
С пульсирующим слоем ионита	300	Для растворов различных концентраций, в том числе загрязненных примесями
С циркулирующим слоем ионита	200—300	Для взвесей с различным содержанием твердой фазы
Типа «Асахи», «Хиггино», «Пермутит»	200—500	Для растворов малых концентраций

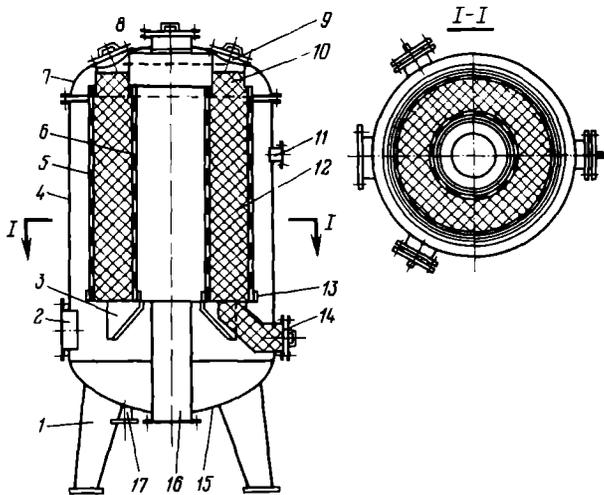
Вертикальный адсорбер:

1 — гравий; 2 — разгрузочный люк; 3, 6 — сетка; 4 — загрузочный люк; 5 — штуцер для подачи исходной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха через распределительную сетку; 7 — штуцер для отвода паров при десорбции; 8 — штуцер для предохранительного клапана; 9 — крышка; 10 — грузы; 11 — кольцо жесткости; 12 — корпус; 13 — адсорбент; 14 — опорное кольцо; 15 — колосниковая решетка; 16 — штуцер для отвода очищенного газа; 17 — балки; 18 — смотровой люк, 19 — штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 20 — барботер; 21 — днище; 22 — опоры балок; 23 — штуцер для подачи водяного пара через барботер



Горизонтальный адсорбер ВТР:

1 — корпус; 2 — штуцер для подачи паровоздушной смеси при адсорбции и воздуха при сушке и охлаждении; 3 — распределительная сетка; 4 — загрузочный люк с предохранительной мембраной; 5 — грузы; 6 — сетки; 7 — штуцер для предохранительного клапана; 8 — штуцер для отвода паров на стадии десорбции; 9 — слой адсорбента; 10 — люк для выгрузки адсорбента; 11 — штуцер для отвода очищенного газа на стадии адсорбции и отработанного воздуха при сушке и охлаждении; 12 — смотровой люк; 13 — штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 14 — опоры для балок; 15 — балки; 16 — разборная колосниковая решетка; 17 — барботер



Кольцевой адсорбер ВТР:

1 — установочная лапа; 2 — штуцер для подачи паровоздушной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 3 — опора для базы под цилиндры; 4 — корпус; 5, 6 — внешний и внутренний перфорированные цилиндры; 7 — крышка; 8 — смотровой люк; 9 — загрузочный люк; 10 — бункер-компенсатор; 11 — штуцер для предохранительного клапана; 12 — слой активного угля; 13 — база для цилиндров; 14 — разгрузочный люк; 15 — днище; 16 — штуцер для отвода очищенного и отработанного воздуха и для подачи водяного пара; 17 — штуцер для отвода паров и конденсата при десорбции и для подачи воды

Приложение 8.2. Характеристики промышленных сорбентов

Характеристики некоторых промышленных цеолитов [3]

Марка	Ионная форма	Эффективный диаметр пор, нм	Насыпная плотность, г/см ³ , не менее	Размер зерна, мм
КА	К	3	0,62	0,1—0,32 0,1—0,6
NaA	Na	4	0,65	0,1—0,6
CaA	Ca	5	0,65	0,1—0,6
CaX	Ca	8	0,60	0,1—0,6
NaX	Na	9—10	0,60	0,1—0,6

Характеристики некоторых промышленных ионитов [3]

Марка	Полная обменная емкость		Удельный объем, см ³ /г	Насыпная плотность, г/см ³	Размер зерна, мм
	ммоль экв/г	ммоль экв/см ³			
КУ-2	4,7—5,1	1,3—1,8	2,5—3,6	0,70—0,90	0,3—1,5
КУ-1	4,0	1,4	2,6—3,0	0,60—0,75	0,3—2,0
АВ-17-8	3,8—4,5	—	≤ 3,0	0,66—0,74	0,4—1,2
ЭДЭ-10П	9,0—10,0	—	2,8—4,5	0,60—0,72	0,4—1,8
АН-1	4,0—4,5	1,9	2,2—2,3	0,70—0,90	0,3—2,0

Характеристики и области применения некоторых активных углей [3, 4, 5]

Марка угля	Объем, см ³ /г				Константы уравнения Дубинина			
	пор суммарный	микропор	мезопор	макропор	W ₀₁ , см ³ /г	W ₀₂ , см ³ /г	B ₁ · 10 ⁶ , К ⁻²	B ₂ · 10 ⁶ , К ⁻²
БАУ	1,50	0,25—0,39	0,080	1,19—1,21	0,22—0,26	—	0,55—0,7	—
АР-А	0,83	0,384	0,064	0,382	0,253	0,139	1,2	4,4
АР-Б	0,67	0,31	0,038	0,32	0,34	—	1,0	—
АР-В	0,46	0,24	0,023	0,19	0,23	—	0,7	—
АР-3	0,70	0,33	0,07	0,30	0,19	0,18	0,74	3,42
АГ-3	0,8—1,06	0,32—0,42	0,12—0,16	0,41—0,52	0,30	—	0,7—0,8	—
СКТ-3	0,80	0,46	0,09	0,25	0,48	—	0,73	—
КАД-иодный	1,0	0,34	0,15	0,51	0,23	0,13	0,7	3,1

Коэффициенты аффинности β различных веществ для активных углей [6, 7]

Вещество	β	Вещество	β
Метанол	0,40	Циклогексан	1,03
Этанол	0,61	Тетрахлорид углерода	1,05
Муравьиная кислота	0,61	Пентан	1,12
Пропан	0,78	Толуол	1,25
Ацетон	0,88	Гептан	1,50
Бензол	1,00		

Характеристики некоторых промышленных силикагелей [3]

Марка силикагеля	Размер зерна, мм	Средний размер пор, А	Удельный объем пор, см ³ /г	Удельная поверхность (по ВЭТ), м ² /г	Насыпная плотность, г/см ³
КСМ кусковой гранулированный	2,7—7	20	0,35	700	0,67
КСМ № 5	—	32	0,58	715	0,66
КСМ № 6п	—	22	0,30	527	0,87
КСМ № 6с	—	23	0,36	624	0,87
ШСМ кусковой гранулированный	1,5—3,5	10	0,25	900	0,67
КСК »	—	120	1,08	350	0,4—0,5
ШСК »	—	120	0,90	300	0,4—0,5
МСК кусковой	—	150	0,80	210	0,4—0,5

Область применения	Прочность	Насыпная плотность, кг/м ³	Фракционный состав	
			фракция, мм	%
Адсорбция из растворов	—	240	5,0—3,6	2,5
			3,6—1,0	35,5
Рекуперация паров растворителей с $t_{кип} > 100^\circ\text{C}$	65	550	1,0	2
			5,0	1,0
			5,0—2,8	82,0
Рекуперация паров растворителей с $t_{кип} = 60—100^\circ\text{C}$	70	580	2,8—1,0	15,0
			5,0	1,0
			5,0—2,8	83,0
Улавливание паров веществ с $t_{мин} < 60^\circ\text{C}$	75	600	2,8—1,0	15,0
			1,0	1,0
			5,0	1,0
			5,0—2,8	83,0
Рекуперация паров растворителей	65—75	550	—	—
			Адсорбция газов и жидкостей	75
Адсорбция газов и жидкостей	75	400—500	3,6—2,8	3,0
			2,8—1,5	86,0
			1,5—1,0	10,0
Рекуперация паров органических растворителей и улавливание паров углеводородов	70	380	2,7—3,5	25
Извлечение вода из водных растворов и различных веществ из жидких и газовых смесей	60	450	2,0—3,7	—
			5,0	5
			5,0—2,0	70
			2,0—1,0	25

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 567 с.
2. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача: Пер. с англ. М.: Химия, 1982. 696 с.
3. Лурье А. А. Сорбенты и хроматографические носители. М.: Химия, 1978. 320 с.
4. Колюшкин Д. А., Михайлов К. К. Активные угли. Л.: Химия, 1972. 56 с.
5. Смирнов А. Д. Сорбционная очистка воды. Л.: Химия, 1982.
6. Николаевский К. М. Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия. М.: Оборонгиз, 1961. 238 с.
7. Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров. М.: Высшая школа, 1969. 414 с.
8. Коуль А., Розенфельд С. Очистка газов. М.: Недра, 1969. 289 с.
9. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия, 1980. 189 с.
10. Сенявин М. М. Ионный обмен в технологии и анализе неорганических веществ. М.: Химия, 1980. 184 с.
11. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. 752 с.
12. Справочник химика. Т. V. М.—Л.: Химия, 1966. 974 с.
13. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Фролов В. Ф. Массообменные процессы химической технологии. Л.: Химия, 1975.
14. Перри Д. Справочник инженера-химика. Т. 1: Пер. с англ. М.: Химия, 1969. 640 с.
15. Никольский Б. П., Романков П. Г. Иониты в химической технологии. Л.: Химия, 1982. 256 с.
16. Горшков В. И., Сафонов М. С., Воскресенский Н. М. Ионный обмен в противоточных колоннах. М.: Наука, 1981.
17. Романков П. Г., Лепилик В. Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. Л.: Химия, 1968. 228 с.
18. Кокотов Ю. А., Золотарев П. П., Елькин Г. Э. Теоретические основы ионного обмена. Л.: Химия, 1986. 300 с.
19. Мухленов И. П., Сажин Б. С., Фролов В. Ф. Расчеты аппаратов кипящего слоя. Л.: Химия, 1986. 351 с.
20. Батунер Л. М., Позин М. Е. Математические методы в химической технике. Л.: Химия, 1963. 639 с.
21. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия, 1976. 512 с.

РАСЧЕТ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- A_v — напряжение по влаге, кг/(м³·ч);
 c — теплоемкость, Дж/(кг·К);
 D — коэффициент диффузии, м²/с;
 d — диаметр сушилки, м; диаметр частиц материала, м;
 H, h — высота, м;
 I, i — энтальпия, кДж/кг;
 K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);
 L — расход сушильного агента, кг/с;
 l — удельный расход сушильного агента, кг/кг;
 n — частота вращения барабанной сушилки, м⁻¹;
 P, p — давление, МПа;
 Q — расход тепла, кВт;
 q — удельный расход тепла, кВт/кг;
 T, t — температура;
 W — производительность сушилки по испаренной влаге, кг/с;
 w — скорость сушильного агента, м/с;
 x — влагосодержание сушильного агента, кг/кг;
 α — коэффициент избытка воздуха; коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 β — коэффициент массоотдачи, м/с;
 ϵ — порозность слоя, м³/м³;
 μ — вязкость, Па·с;
 ρ — плотность, кг/м³;
 ω — влажность материала, %;
 Re — критерий Рейнольдса;
 Nu, Nu' — критерий Нуссельта;
 Pr, Pr' — критерий Прандтля;
 Ag — критерий Архимеда.

Индексы:

- 0 — параметры свежего воздуха;
1 и 2 — параметры сушильного агента на входе в сушилку и на выходе из нее;
в — влага;
м — параметры мокрого термометра;
п — пар;
с. в — параметры сухого воздуха;
с. г — параметры сухого газа;
см — параметры смеси;
ср — средняя величина;
т — параметры топлива.

ВВЕДЕНИЕ

В технике сушке подвергается множество материалов, различающихся химическим составом, дисперсностью и структурой, адгезионными свойствами и термочувствительностью, содержанием и формой связи влаги с материалом и другими свойствами. В химической промышленности процессы массо- и теплопереноса при сушке иногда осложняются протекающими одновременно химическими реакциями.

В связи с этим выбор рационального способа сушки, типа сушильной установки и конструкции сушильного аппарата представляет собой сложную технико-экономическую задачу и пока еще не может быть включен в студенческий курсовой проект. Поэтому в настоящем пособии приводятся примеры расчета только конвективных сушилок заданного типа. В примерах не дано обоснование выбора сушильного агента, а также параметров материала и сушильного агента. С этими вопросами проектанты могут ознакомиться в специальной литературе, ссылки на которую приведены в библиографии.

Желание дать общий пример расчета, основанного на кинетических закономерностях массо- и теплообмена, определило выбор высушиваемого материала, с которым влага связана механическими силами. Процесс в этом случае протекает в первом периоде сушки при постоян-

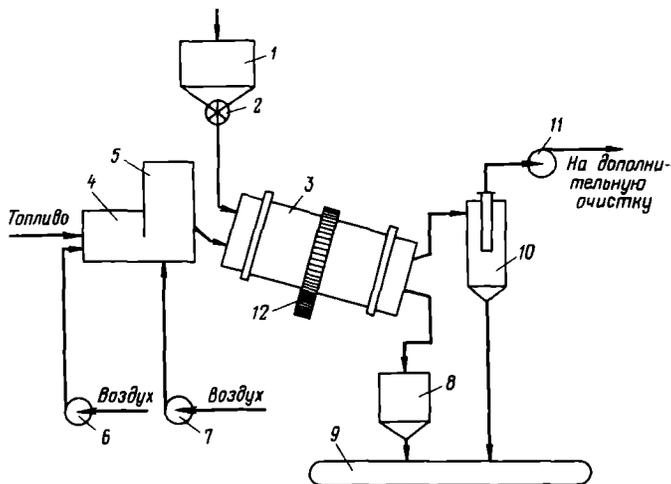


Рис. 9.1. Принципиальная схема барабанной сушилки:

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — сушильный барабан; 4 — топка; 5 — смешивательная камера; 6, 7, 11 — вентиляторы; 8 — промежуточный бункер; 9 — транспортер; 10 — циклон; 12 — зубчатая передача

ной температуре влажного материала, равной температуре мокрого термометра, и скорость сушки определяется внешней диффузией.

Расчет различных вариантов сушильного процесса (с промежуточным подогревом теплоносителя, с дополнительным подводом тепла в сушильную камеру, с частичной рециркуляцией сушильного агента) принципиально не отличается от приведенного в качестве примера расчета сушилки, работающей по основному (нормальному) сушильному варианту.

Принципиальная схема прямоочной барабанной сушильной установки показана на рис. 9.1. Влажный материал из бункера 1 с помощью питателя 2 подается во вращающийся сушильный барабан 3. Параллельно материалу в сушилку подается сушильный агент, образующийся от сгорания топлива в топке 4 и смешения топочных газов с воздухом в смешивательной камере 5. Воздух в топку и смешивательную камеру подается вентиляторами 6 и 7. Высушенный материал с противоположного конца сушильного барабана поступает в промежуточный бункер 8, а из него на транспортирующее устройство 9.

Отработанный сушильный агент перед выбросом в атмосферу очищается от пыли в циклоне 10. При необходимости производится дополнительное мокрое пылеулавливание.

Транспортировка сушильного агента через сушильную установку осуществляется с помощью вентилятора 11. При этом установка находится под небольшим разрежением, что исключает утечку сушильного агента через неплотности установки.

Барабан приводится во вращение электродвигателем через зубчатую передачу 12.

9.1. РАСЧЕТ БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ

Задание на проектирование. Рассчитать барабанную сушилку с подъемно-лопастными перевалочными устройствами для высушивания песка топочными газами при следующих условиях:

производительность сушилки по высушенному материалу $G_k = 5,56$ кг/с; содержание фракций частиц в материале: диаметром от 2,0 до 1,5 мм — 25 %; диаметром от 1,5 до 1,0 мм — 75 %; влажность песка: начальная $\omega_n = 12$ %; конечная $\omega_k = 0,5$ %; температура влажного материала $\theta_1 = 18$ °С; топливо — природный газ; температура топочных газов: на входе в барабан $t_{см} = 300$ °С; на выходе из барабана $t_2 = 100$ °С; удельные потери тепла в окружающую среду на 1 кг испаренной влаги $q_n = 22,6$ кДж/кг (что соответствует примерно 1 % тепла, затрачиваемого на испарение 1 кг воды); параметры свежего воздуха: температура $t_0 = 18$ °С; относительная влажность $\varphi_0 = 72$ %; давление в сушилке — атмосферное.

9.1.1. Параметры топочных газов, подаваемых в сушилку

В качестве топлива используют природный сухой газ следующего состава [в % (об.)]: 92,0 CH₄; 0,5 C₂H₆; 5 H₂; 1 CO; 1,5 N₂.

Теоретическое количество сухого воздуха L₀, затрачиваемого на сжигание 1 кг топлива, равно:

$$L_0 = 138 [0,0179CO + 0,24H_2 + \sum (m + (n/4) C_m H_n) / (12m + n)], \quad (9.1)$$

где составы горючих газов выражены в объемных долях. Подставив соответствующие значения, получим:

$$L_0 = 138 [0,0179 \cdot 0,01 + 0,248 \cdot 0,09 + (1 + (4/4)0,92 / (12 \cdot 1 + 4) + (2 + (6/4)0,005 / (12 \times \times 2 + 6))] = 17,68 \text{ кг/кг}$$

Для определения теплоты сгорания топлива воспользуемся характеристиками горения простых газов:

Газ	Реакция	Тепловой эффект реакции, кДж/м ³
Водород	H ₂ + 0,5O ₂ = H ₂ O	10810
Оксид углерода	CO + 0,5O ₂ = CO ₂	12680
Метан	CH ₄ + 2O ₂ = CO ₂ + 2H ₂ O	35741
Ацетилен	C ₂ H ₂ + 2,5O ₂ = 2CO ₂ + H ₂ O	58052
Этилен	C ₂ H ₄ + 3O ₂ = 2CO ₂ + 2H ₂ O	59108
Этан	C ₂ H ₆ + 3,5O ₂ = 2CO ₂ + 3H ₂ O	63797
Пропан	C ₃ H ₈ + 5O ₂ = 3CO ₂ + 4H ₂ O	91321
Бутан	C ₄ H ₁₀ + 6,5O ₂ = 4CO ₂ + 5H ₂ O	118736
Сероводород	H ₂ S + 1,5O ₂ = SO ₂ + H ₂ O	23401

Количество тепла Q_v, выделяющегося при сжигании 1 м³ газа, равно:

$$Q_v = 0,92 \cdot 35741 + 0,005 \cdot 63797 + 0,05 \cdot 10810 + 0,01 \cdot 12680 = 33868 \text{ кДж/ (м}^3 \cdot \text{т)}.$$

Плотность газообразного топлива ρ_т:

$$\rho_t = \frac{\sum C_m H_n M_i}{v_0} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_t}, \quad (9.2)$$

где M_i — мольная масса топлива, кмоль/кг; t_t — температура топлива, равная 20 °С; v₀ — мольный объем, равный 22,4 м³/кмоль. Подставив, получим:

$$\rho_t = \frac{(0,92 \cdot 16 + 0,005 \cdot 30 + 0,05 \cdot 2 + 0,01 \cdot 28 + 0,015 \cdot 28) \cdot 273}{22,4 (273 + 20)} = 0,65 \text{ кг/м}^3$$

Количество тепла, выделяющегося при сжигании 1 кг топлива:

$$Q = Q_v / \rho_t = 33868 / 0,652 = 51945 \text{ кДж/кг} \quad (9.3)$$

Масса сухого газа, подаваемого в сушильный барабан, в расчете на 1 кг сжигаемого топлива определяется общим коэффициентом избытка воздуха α, необходимого для сжигания топлива и разбавления топочных газов до температуры смеси t_{см} = 300 °С.

Значение α находят из уравнений материального и теплового балансов.

Уравнение материального баланса:

$$1 + L_0 = L_{c,r} + \sum \frac{9n}{12m + n} C_m H_n, \quad (9.4)$$

где L_{c,r} — масса сухих газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива; C_mH_n — массовая доля компонентов, при сгорании которых образуется вода, кг/кг.

Уравнение теплового баланса:

$$Q\eta + c_{\tau}t_{\tau} + \alpha L_0 I_0 = [L_{c,r} + L_0(\alpha - 1)] i_{c,r} + \left[\alpha L_0 x_0 + \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n \right] i_n, \quad (9.5)$$

где η — общий коэффициент полезного действия, учитывающий эффективность работы топки (полноту сгорания топлива и т. д.) и потери тепла топкой в окружающую среду, принимаемый равным 0,95; c_{τ} — теплоемкость газообразного топлива при температуре $t_{\tau} = 20$ °С, равная 1,34 кДж/(кг·К); I_0 — энтальпия свежего воздуха, кДж/кг; $i_{c,r}$ — энтальпия сухих газов, кДж/кг; $i_{c,r} = c_{c,r} t_{c,r}$; $c_{c,r}$, $t_{c,r}$ — соответственно теплоемкость и температура сухих газов: $c_{c,r} = 1,05$ кДж/(кг·К), $t_{c,r} = 300$ °С; x_0 — влагосодержание свежего воздуха, кг/кг сухого воздуха, при температуре $t_0 = 18$ °С и относительной влажности $\varphi_0 = 72$ %; i_n — энтальпия водяных паров, кДж/кг; $i_n = r_0 + c_n t_n$; r_0 — теплота испарения воды при температуре 0 °С, равная 2500 кДж/кг; c_n — средняя теплоемкость водяных паров, равная 1,97 кДж/(кг·К); t_n — температура водяных паров; $t_n = t_{c,r} = t_{см} = 300$ °С.

Решая совместно уравнения (9.4) и (9.5), получим:

$$Q\eta + c_{\tau}t_{\tau} - i_{c,r} \left(1 - \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n \right) - \alpha = \frac{-i_n \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n}{L_0 (i_{c,r} + i_n x_0 - I_0)} \quad (9.6)$$

Пересчитаем компоненты топлива, при сгорании которых образуется вода, из объемных долей в массовые:

$$CH_4 = 0,92 \cdot 16 \cdot 273 / [22,4 \cdot 0,652(273 + 20)] = 0,939;$$

$$C_2H_6 = 0,005 \cdot 30 \cdot 273 / [22,4 \cdot 0,652(273 + 20)] = 0,0096;$$

$$H_2 = 0,05 \cdot 2 \cdot 273 / [22,4 \cdot 0,652(273 + 20)] = 0,0064.$$

Количество влаги, выделяющейся при сгорании 1 кг топлива, равно:

$$\sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n = \frac{9 \cdot 4}{12 \cdot 1 + 4} 0,939 + \frac{9 \cdot 6}{12 \cdot 2 + 6} 0,0096 + 0,0064 = 2,19 \text{ кг/кг.}$$

Коэффициент избытка воздуха находим по уравнению (9.6):

$$\alpha = \frac{51 \cdot 945 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 - 1,05 \cdot 200 (1 - 2,19) - (2500 + 1,97 \cdot 300) 2,19}{17,68 [1,05 \cdot 300 + (2500 + 1,97 \cdot 300) 0,0092 - 41,9]} = 8,06.$$

Общая удельная масса сухих газов, получаемых при сжигании 1 кг топлива и разбавлении топочных газов воздухом до температуры смеси 300 °С, равна:

$$G_{c,r} = 1 + \alpha L_0 - \sum 9n C_m H_n / (12m + n); \quad (9.7)$$

$$G_{c,r} = 1 + 8,06 \cdot 17,68 - 2,19 = 141,3 \text{ кг/кг.}$$

Удельная масса водяных паров в газовой смеси при сжигании 1 кг топлива:

$$G_n = \sum 9n C_m H_n / (12m + n) - \alpha x_0 L_0; \quad (9.8)$$

$$G_n = 2,19 + 8,06 \cdot 0,0092 \cdot 17,68 = 3,5 \text{ кг/кг.}$$

Влагосодержание газов на входе в сушилку ($x_1 = x_{см}$) на 1 кг сухого воздуха равно:

$$x_1 = G_n / G_{c,r},$$

откуда $x_1 = 3,5 / 141,3 = 0,0248$ кг/кг.

Энтальпия газов на входе в сушилку:

$$I_1 = (Q\eta + c_{\tau}t_{\tau} + \alpha L_0 I_0) / G_{c,r}; \quad (9.9)$$

$$I_1 = (51945 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 8,06 \cdot 17,68 \cdot 41,9) / 141,3 = 392 \text{ кДж/кг.}$$

Поскольку коэффициент избытка воздуха α велик, физические свойства газовой смеси, используемой в качестве сушильного агента, практически не отличаются от физических свойств воздуха. Это дает возможность использовать в расчетах диаграмму состояния влажного воздуха $t-x$.

9.1.2. Параметры отработанных газов. Расход сушильного агента

Из уравнения материального баланса сушилки определим расход влаги W , удаляемой из высушиваемого материала:

$$W \approx G_k (\omega_n - \omega_k) / (100 - \omega_n); \quad (9.10)$$

$$W = 5,56 (12 - 0,5) / (100 - 12) = 0,726 \text{ кг/с.}$$

Занишем уравнение внутреннего теплового баланса сушилки:

$$\lambda = c \theta_1 + q_{\text{доп}} - (q_t + q_n + q_n); \quad (9.11)$$

где λ — разность между удельными приходом и расходом тепла непосредственно в сушильной камере, c — теплоемкость влаги во влажном материале при температуре θ_1 , кДж/(кг·К); $q_{\text{доп}}$ — удельный дополнительный подвод тепла в сушильную камеру, кДж/кг влаги; при работе сушилки по нормальному сушильному варианту $q_{\text{доп}} = 0$; q_t — удельный подвод тепла в сушилку с транспортными средствами, кДж/кг влаги; в рассматриваемом случае $q_t = 0$; q_n — удельный подвод тепла в сушильный барабан с высушиваемым материалом, кДж/кг влаги; $q_n = G_k \xi_n (\theta_2 - \theta_1) / W$; c_n — теплоемкость высушенного материала, равная $0,8$ кДж/(кг·К) [1]; θ_2 — температура

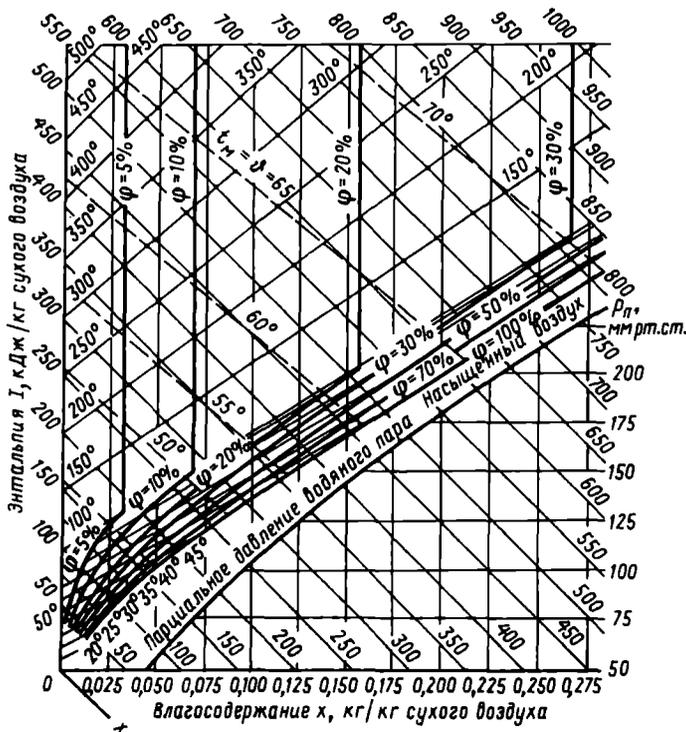


Рис. 9.2. Диаграмма состояния влажного воздуха $t-x$ при высоких температурах и влагосодержаниях

высушенного материала на выходе из сушилки, °С. При испарении поверхностной влаги θ_2 принимают приблизительно равной температуре мокрого термометра t_w при соответствующих параметрах сушильного агента. Принимая в первом приближении процесс сушки адиабатическим, находим θ_2 по $I-x$ диаграмме по начальным параметрам сушильного агента: $\theta_2=57$ °С; q_n — удельные потери тепла в окружающую среду, кДж/кг влаги.

Подставив соответствующие значения, получим:

$$\Delta = 4,19 \cdot 18 - 5,56 \cdot 0,8(57 - 18)/0,726 - 22,6 = -141 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Запишем уравнение рабочей линии сушки:

$$\Delta = I - I_1/(x - x_1), \text{ или } I = I_1 + \Delta(x - x_1). \quad (9.12)$$

Для построения рабочей линии сушки на диаграмме $I-x$ необходимо знать координаты (x и I) минимум двух точек. Координаты одной точки известны: $x_1=0,0248$, $I_1=392$. Для нахождения координат второй точки зададимся произвольным значением x и определим соответствующее значение I . Пусть $x=0,1$ кг влаги/кг сухого воздуха. Тогда $I=392 - 141(0,1 - 0,0248) = 381$ кДж/кг сухого воздуха.

Через две точки на диаграмме $I-x$ (рис. 9.2) с координатами x_1 , I_1 и x , I проводим линию сушки до пересечения с заданным конечным параметром $t_2=100$ °С. В точке пересечения линии сушки с изотермой t_2 находим параметры отработанного сушильного агента: $x_2=0,107$ кг/кг, $I_2=365$ кДж/кг.

Расход сухого газа:

$$L_{c,r} = W/(x_2 - x_1); \quad (9.13)$$

$$L_{c,r} = 0,726/(0,107 - 0,0248) = 8,83 \text{ кг/с.}$$

Расход сухого воздуха:

$$L = W/(x_2 - x_0); \quad (9.14)$$

$$L = 0,726/(0,107 - 0,0092) = 7,42 \text{ кг/с.}$$

Расход тепла на сушку:

$$Q_c = L_{c,r}(I_1 - I_0); \quad (9.15)$$

$$Q_c = 8,83(392 - 41,9) = 3091 \text{ кДж/с или } 3091 \text{ кВт.}$$

Расход топлива на сушку:

$$G_r = Q_c/Q = 3091/51945 = 0,0595 \text{ кг/с.}$$

9.1.3. Определение основных размеров сушильного барабана

Основные размеры барабана выбирают по нормативам и каталогам-справочникам [2, 3] в соответствии с объемом сушильного пространства. Объем сушильного пространства V складывается из объема V_n , необходимого для прогрева влажного материала до температуры, при которой начинается интенсивное испарение влаги (до температуры мокрого термометра сушильного агента), и объема V_c , требуемого для проведения процесса испарения влаги, т. е. $V = V_c + V_n$. Объем сушильного пространства барабана может быть вычислен по модифицированному уравнению массопередачи [4, 5]:

$$V_c = W/(K_v \Delta x'_{cp}), \quad (9.16)$$

где $\Delta x'_{cp}$ — средняя движущая сила массопередачи, кг влаги/м³; K_v — объемный коэффициент массопередачи, 1/с.

При сушке кристаллических материалов происходит удаление поверхностной влаги, т. е. процесс протекает в первом периоде сушки, когда скорость процесса определяется только внешним диффузионным сопротивлением. При параллельном движении материала и сушильного агента температура влажного материала равна температуре мокрого термометра. В этом случае коэффициент массопередачи численно равен коэффициенту массоотдачи $K_v = \beta_v$.

Для барабанной сушилки коэффициент массоотдачи β_v может быть вычислен по эмпирическому уравнению [5]:

$$\beta_v = 1,62 \cdot 10^{-2} (\omega \rho_{cp})^{0,9} n^{0,7} \rho^{0,54} P_0 / [c \rho_{cp} (P_0 - P)], \quad (9.17)$$

где ρ_{cp} — средняя плотность сушильного агента, кг/м³; c — теплоемкость сушильного агента при средней температуре в барабане, равная 1 кДж/(кг·К) [1]; β — оптимальное заполнение барабана высушиваемым материалом, %; P_0 — давление, при котором осуществляется сушка, Па; p — среднее парциальное давление водяных паров в сушильном барабане, Па.

Уравнение (9.17) справедливо для значений $\omega \rho_{cp} = 0,6 - 1,8$ кг/(м²·с), $n = 1,5 - 5,0$ об/мин, $\beta = 10 - 25$ %.

Рабочая скорость сушильного агента в барабане зависит от дисперсности и плотности высушиваемого материала. Для выбора рабочих скоростей (ω , м/с) при сушке монодисперсных материалов можно руководствоваться данными, приведенными в табл. 9.1.

Для полидисперсных материалов с частицами размером от 0,2 до 5 мм и насыпной плотностью $\rho_m = 800 - 1200$ кг/м³ обычно принимают скорость газов в интервале 2—5 м/с. В данном случае размер частиц высушиваемого материала от 1 до 2 мм, насыпная плотность 1200 кг/м³ [1]. Принимаем скорость газов в барабане $\omega = 2,4$ м/с. Плотность сушильного агента при средней температуре в барабане $t_{cp} = (300 + 100) / 2 = 200$ °С практически соответствует плотности воздуха при этой температуре:

$$\rho_{cp} = \frac{M}{v_0} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t} = \frac{29}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 200} = 0,747 \text{ кг/м}^3.$$

При этом $\omega \rho_{cp} = 2,4 \cdot 0,747 = 1,8$ кг/(м²·с), что не нарушает справедливости уравнения (9.17).

Частота вращения барабана обычно не превышает 5—8 об/мин; принимаем $n = 5$ об/мин.

Оптимальное заполнение барабана высушиваемым материалом β для разных конструкций перевалочных устройств различно. Наиболее распространенные перевалочные устройства показаны на рис. 9.3. Для рассматриваемой конструкции сушильного барабана $\beta = 12$ %.

Процесс сушки осуществляется при атмосферном давлении, т. е. при $P_0 = 10^5$ Па. Парциальное давление водяных паров в сушильном барабане определим как среднеарифметическую величину между парциальными давлениями на входе газа в сушилку и на выходе из нее.

Парциальное давление водяных паров в газе определим по уравнению

$$p = (x/M_a) P_0 / (1/M_c + x/M_a). \quad (9.18)$$

Таблица 9.1 К выбору рабочей скорости газов в сушильном барабане ω

Размер частиц, мм	Значение ω , м/с, при ρ_m , кг/м ³				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3—2	0,5—1	2—5	3—7,5	4—8	5—10
Более 2	1—3	3—5	4—8	6—10	7—12

Тогда на входе в сушилку

$$p_1 = (0,0248/18) 10^5 / (1/29 + 0,0248/18) = 3842 \text{ Па};$$

на выходе из сушилки

$$p_2 = (0,107/18) 10^5 / (1/29 + 0,107/18) = 14700 \text{ Па}.$$

Отсюда $p = (p_1 + p_2) / 2 = (3842 + 14700) / 2 = 9271 \text{ Па}$.

Таким образом, объемный коэффициент массоотдачи равен:

$$\beta_v = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{1,8^{0,9} \cdot 5^{0,7} \cdot 12^{0,54} \cdot 10^5}{1 \cdot 0,747 (10^5 - 9271)} = 0,478 \text{ с}^{-1}$$

Движущую силу массопередачи $\Delta x'_{cp}$ определим по уравнению

$$\Delta x'_{cp} = \frac{\Delta x'_6 - \Delta x'_m}{\ln (\Delta x'_6 / \Delta x'_m)} = \frac{\Delta P_{cp} M_0}{P_0 v_0 (T_0 + t_{cp}) / T_0}, \quad (9.19)$$

где $\Delta x'_6 = x'_1 - x'_1$ — движущая сила в начале процесса сушки, $\text{кг}/\text{м}^2$; $\Delta x'_m = x'_2 - x'_1$ — движущая сила в конце процесса сушки, $\text{кг}/\text{м}^3$; x'_1 , x'_2 — равновесное содержание влаги на входе в сушилку и на выходе из нее, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Средняя движущая сила ΔP_{cp} , выраженная через единицы давления (Па), равна

$$\Delta P_{cp} = (\Delta P_6 - \Delta P_m) / \ln (\Delta P_6 / \Delta P_m). \quad (9.20)$$

Для прямоточного движения сушильного агента и высушиваемого материала имеем: $\Delta P_6 = p'_1 - p_1$ — движущая сила в начале процесса сушки, Па; $\Delta P_m = p'_2 - p_2$ — движущая сила в конце процесса сушки, Па; p'_1 , p'_2 — давление насыщенных паров над влажным материалом в начале и в конце процесса сушки, Па.

Значения p'_1 и p'_2 определяют по температуре мокрого термометра сушильного агента в начале (t_{m1}) и в конце (t_{m2}) процесса сушки. По диаграмме $t-x$ найдем: $t_{m1} = 57^\circ \text{C}$, $t_{m2} = 56^\circ \text{C}$; при этом $p'_1 = 17302 \text{ Па}$, $p'_2 = 16500 \text{ Па}$ [1]. Тогда

$$\Delta P_{cp} = \frac{(17302 - 3842) - (16500 - 14700)}{\ln [(17302 - 3842) / (16500 - 14700)]} = 5795 \text{ Па}.$$

Выразим движущую силу в $\text{кг}/\text{м}^3$ по уравнению (9.19):

$$\Delta x'_{cp} = \frac{5795 \cdot 18}{10^5 \cdot 22,4 (273 + 200) / 273} = 0,0269 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Объем сушильного барабана, необходимый для проведения процесса испарения влаги, без учета объема аппарата, требуемого на прогрев влажного материала, находим по уравнению (9.16):

$$v_c = 0,726 / (0,478 \cdot 0,0269) = 56,5 \text{ м}^3$$

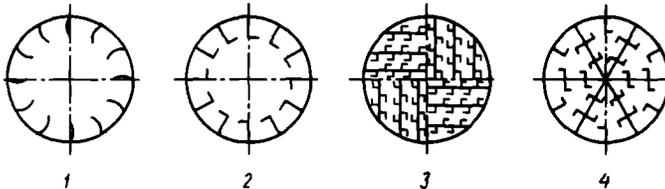


Рис. 9.3. Типы перевалочных устройств, применяемых в барабанных сушилках, и степень заполнения барабана β :

1 — подъемно-лопастного $\beta = 12\%$; 2 — то же, $\beta = 14\%$; 3 — распределительные, $\beta = 20,6\%$; 4 — распределительные с закрытыми ячейками, $\beta = 27,5\%$

Объем сушилки, необходимый для прогрева влажного материала, находят по модифицированному уравнению теплопередачи:

$$V_n = Q_n / (K_v \Delta t_{cp}), \quad (9.21)$$

где Q_n — расход тепла на прогрев материала до температуры t_{m1} , кВт; K_v — объемный коэффициент теплопередачи, кВт/(м³·К); Δt_{cp} — средняя разность температур, град.

Расход тепла Q_n равен:

$$Q_n = G_{cm}(t_{m1} - \theta_1) + W_{всв}(t_{cm1} - \theta_1); \quad (9.22)$$

$$Q_n = 5,56 \cdot 0,8(57 - 18) + 0,726 \cdot 4,19(57 - 18) = 292 \text{ кВт.}$$

Объемный коэффициент теплопередачи определяют по эмпирическому уравнению [5]

$$K_v = 16(\omega_{pcp})^{0,9} n^{0,7} \rho^{0,54}; \quad (9.23)$$

$$K_v = 16 \cdot 1,8^{0,9} \cdot 5,0^{0,7} \cdot 12^{0,54} = 321 \text{ Вт/(м}^3 \cdot \text{К)} = 0,321 \text{ кВт/(м}^3 \cdot \text{К)}.$$

Для вычисления Δt_{cp} необходимо найти температуру сушильного агента t_x , до которой он охладится, отдавая тепло на нагрев высушиваемого материала до t_{m1} . Эту

Таблица 9.2. Опытные данные по сушке некоторых материалов в барабанных сушилках

Материал	Размер частиц, мм	ω_k , %	ω_k , %	t_1 , °С	t_2 , °С	$A_{вз}$, кг/(м ³ ·ч)	Тип (параметры) внутренних распределительных систем барабана
Глина:							
простая	—	22	5	600—700	80—100	50—60	Подъемно-лопастная
огнеупорная	—	9	0,7	800—1000	70—80	60	»
Известняк	0—15	10—15	1,5	1000	80	45—65	»
	0—20	8—10	0,5	800	120	30—40	»
Инфузорная земля	—	40	15	550	120	50—60	Распределительная
Песок	—	4,3—3,7	0,05	840	100	80—88	Распределительная и перевалочная
Руда:							
железная (магнитогорская)	0—50	6,0	0,5	730	—	65	Подъемно-лопастная
марганцевая	2,5	15,0	2,0	120	60	12	Распределительная
Железный колчедан	—	10—12	1—3	270—350	95—100	20—30	Подъемно-лопастная секторная ($d=1,6$ м, $l=14$ м)
Сланцы	0—40	38	12	500—600	100	45—60	Подъемно-лопастная
Уголь:							
каменный	—	9,0	0,6	800—1000	60	32—40	»
бурый	0—10	30	10—15	430	150—200	40—65	»
Торф фрезерный	—	50	20	450	100	75	»
Фосфориты	—	6,0	0,5	600	100	45—60	»
Нитрофоска	0,5—4,0	—	1	220	105	0,5—4,0	Подъемно-лопастная секторная
Аммофос	1—4	8—12	1,5	350	110	15—20	То же
Диаммофос	1—4	3—4	1	200	90	8—10	»
Суперфосфат гранулированный	1—4	14—18	2,5—3,0	550—600	120	60—80	То же ($d=2,8$ м, $l=14$ м)
Преципитат	—	55—57	—	500—700	120—130	28—33	То же ($d=3,2$ м, $l=22$ м)
Сульфат аммония	—	3,5	0,4	82	—	4—5	Подъемно-лопастная
Хлорид бария	—	5,6	1,2	109	—	1,0—2,0	»
Фторид алюминия	—	48—50	3—5,5	750	220—250	18	Подъемно-лопастная и секторная ($n=3$ об/мин)
Соль поваренная	—	4—6	0,2	150—200	—	7,2	Подъемно-лопастная
Пшеница	—	20	14	150—200	50—80	20—30	Распределительная
Жом свекловичный	—	84	12	750	100—125	185	»

температуру можно определить из уравнения теплового баланса:

$$Q_n = L_{cr}(1 + x_1)c_r(t_1 - t_x); \quad (9.24)$$

$$292 = 8,83(1 + 0,0248)1,05(300 - t_x),$$

откуда $t_x = 269$ °С. Средняя разность температур равна:

$$\Delta t_{cp} = [(t_1 - 0_1) + (t_x - t_{x1})] / 2, \quad (9.25)$$

$$\Delta t_{cp} = [(300 - 18) + (269 - 57)] / 2 = 247$$
 °С.

Подставляем полученные значения в уравнение (9.21)

$$V_n = 292 / 0,321 \cdot 247 = 3,7 \text{ м}^3.$$

Общий объем сушильного барабана $V = 56,5 + 3,7 = 60,2 \text{ м}^3$.

При отсутствии расчетных зависимостей для определения коэффициентов массо- и теплопередачи объем сушильного барабана может быть ориентировочно определен с помощью объемного напряжения по влаге A_v , кг/(м³·ч). При использовании величины A_v объем сушильного барабана рассчитывают по уравнению

$$V = 3600W / A_v. \quad (9.26)$$

Значения A_v для некоторых материалов, полученные из опытов, приведены в табл. 9.2.

В результате расчета, выполненного по уравнению (9.26) с использованием данных табл. 9.2 [$t_1 = 840$ °С, $t_2 = 100$ °С, $A_v = 80$ кг/(м³·ч)], найдем объем сушильного барабана $V = 32,7 \text{ м}^3$. Расхождение с результатом, полученным при использовании кинетических закономерностей, обусловлено различием параметров сушильного агента, что существенно отражается на движущей силе сушки. Расчеты показывают, что средняя движущая сила при изменении начальной температуры сушильного агента от 300 до 840 °С увеличивается в 1,6 раза. Коррекция на изменение движущей силы дает объем сушильного барабана $V = 52,3 \text{ м}^3$. Этот результат удовлетворительно совпадает с полученным в примере.

Далее по справочным данным [2, 3] находим основные характеристики барабанной сушилки — длину и диаметр.

В табл. 9.3 приведены основные характеристики барабанных сушилок, выпускаемых заводами «Уралхиммаш» и «Прогресс» [6]. По таблице выбираем барабанную сушилку № 7207 со следующими характеристиками: объем $V = 74 \text{ м}^3$, диаметр $d = 2,8 \text{ м}$, длина $l = 14 \text{ м}$.

Определим действительную скорость газов в барабане:

$$\omega_d = v_r / (0,785d^2). \quad (9.27)$$

Таблица 9.3. Основные характеристики барабанных сушилок заводов «Уралхиммаш» и «Прогресс»

Показатели	Номер по заводской спецификации					
	7450	7119	6843	6720	7207	7208
Внутренний диаметр барабана, м	1,5	1,8	2,2	2,2	2,8	2,8
Длина барабана, м	8	12	12	14	12	14
Толщина стенок наружного цилиндра, мм	10	12	14	14	14	14
Объем сушильного пространства, м ³	14,1	30,5	45,6	53,2	74,0	86,2
Число ячеек, шт.	25	28	28	28	51	51
Частота вращения барабана, об/мин	5	5	5	5	5	5
Общая масса, т	13,6	24,7	42	45,7	65	70
Потребляемая мощность двигателя, кВт	5,9	10,3	12,5	14,7	20,6	25,8

равен:

$$v_r = L_{c,r} v_0 \frac{(T_0 + t_{cp})}{T_0} \left(\frac{1}{M_{c,r}} + \frac{x_{cp}}{M_a} \right), \quad (9.28)$$

где x_{cp} — среднее содержание влаги в сушильном агенте, кг/кг сухого воздуха. Подставив, получим:

$$v_r = 8,82 \cdot 22,4 \frac{(273 + 200)}{273} \left(\frac{1}{29} + \frac{0,06}{81} \right) = 12,95 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда $\omega_d = 12,95 / (0,785 \cdot 2,8^2) = 2,1 \text{ м}^3/\text{с}$.

Действительная скорость газов ($\omega_d = 2,1 \text{ м}^3/\text{с}$) отличается от принятой в расчете ($\omega = 2,4 \text{ м}^3/\text{с}$) менее чем на 15%. Некоторое уменьшение интенсивности процесса сушки при снижении скорости газов по сравнению с принятой в расчете полностью компенсируется избытком объема выбранной сушилки по сравнению с расчетным. Если расхождение между принятой и действительной скоростями газов более существенно, необходимо повторить расчет, внося соответствующие коррективы.

Определим среднее время пребывания материала в сушилке [5]

$$\tau = G_m / (G_k + W/2). \quad (9.29)$$

Количество находящегося в сушилке материала (в кг) равно:

$$G_m = V \beta \rho_m; \quad G_m = 74 \cdot 0,12 \cdot 1200 = 10660 \text{ кг}. \quad (9.30)$$

Отсюда $\tau = 10660 / (5,56 + 0,726/2) = 1800 \text{ с}$.

Зная время пребывания, рассчитаем угол наклона барабана [5]:

$$\alpha' = [30l / (d n \tau) + 0,007 \omega_d] (180/\pi); \quad (9.31)$$

$$\alpha' = [30 \cdot 14 / (2,2 \cdot 5 \cdot 1800) + 0,007 \cdot 2,1] (180/3,14) = 2,06^\circ.$$

Если полученное значение α' мало (меньше $0,5^\circ$), число оборотов барабана уменьшают и расчет повторяют сначала.

Далее необходимо проверить допустимую скорость газов, исходя из условия, что частицы высушиваемого материала наименьшего диаметра не должны уноситься потоком сушильного агента из барабана. Скорость уноса, равную скорости свободного витания $\omega_{c,v}$, определяют по уравнению [4]:

$$\omega_{c,v} = \frac{\mu_{cp}}{d \rho_{cp}} \left(\frac{A_r}{18 + 0,575 \sqrt{A_r}} \right), \quad (9.32)$$

где μ_{cp} и ρ_{cp} — вязкость и плотность сушильного агента при средней температуре; d — наименьший диаметр частиц материала, м; $A_r \approx d^3 \rho_c \rho_{cp} g / \mu_{cp}^2$ — критерий Архимеда; ρ_c — плотность частиц высушиваемого материала, равная для песка $1500 \text{ кг}/\text{м}^3$

Средняя плотность сушильного агента равна

$$\rho_{cp} = [M_{c,v} (P_0 - p) + M_a p] \frac{T}{v_0 P_0 (T + t_{cp})};$$

$$\rho_{cp} = [29 (10^5 - 9271) + 18 \cdot 9271] \frac{273}{22,4 \cdot 10^5 (273 + 200)} = 0,72 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Критерий Архимеда

$$A_r = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 1500 \cdot 0,72 \cdot 9,8}{(2,6 \cdot 10^{-5})^2} = 1,57 \cdot 10^4.$$

$$\omega_{c \text{ в}} = \frac{2,6 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,72} \left(\frac{1,57 \cdot 10^4}{18 + 0,575 (\sqrt{1,57 \cdot 10^4})} \right) = 6,3 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость сушильного агента в сушилке ($\omega_d = 2,1$ м/с) меньше, чем скорость уноса частиц наименьшего размера $\omega_{c \text{ в}} = 6,3$ м/с, поэтому расчет основных размеров сушильного барабана заканчиваем. В противном случае (при $\omega_d > \omega_{c \text{ в}}$) уменьшают принятую в расчете скорость сушильного агента и повторяют расчет.

Схема расчета барабанной сушилки представлена на рис. 9.4.

Кроме основных размеров сушильного барабана расчету подлежат основные узлы и детали сушильного агрегата.

9.2. РАСЧЕТ СУШИЛКИ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Задание на проектирование. Рассчитать сушилку с псевдооживленным слоем для высушивания влажного песка нагретым воздухом при следующих условиях:

производительность по высушенному материалу $G_k = 0,556$ кг/с; содержание фракций частиц в материале: диаметром от 2,0 до 1,5 мм — 25 %; диаметром от 1,5 до 1,0 мм — 75 %; влажность песка: начальная $\omega_n = 12$ %; конечная $\omega_k = 0,5$ %; температура влажного материала $\theta_i = 18$ °С; параметры свежего воздуха: температура

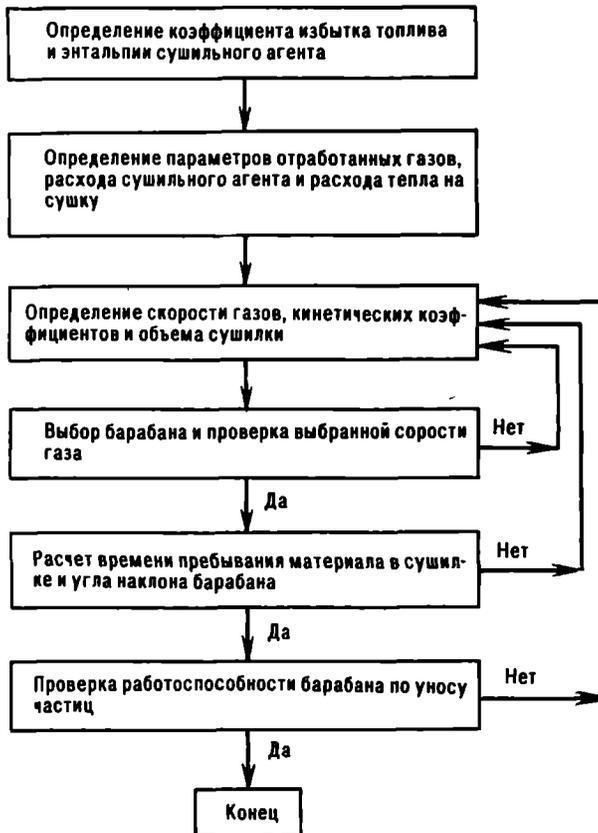


Рис. 9.4. Схема расчета барабанной сушилки

$t_0 = 18^\circ\text{C}$; относительная влажность $\varphi_0 = 72\%$; давление в сушилке — атмосферное; температура воздуха после калорифера $t_1 = 130^\circ\text{C}$; удельные потери тепла в окружающую среду на 1 кг испаренной влаги $q_n = 22,6$ кДж/кг (что соответствует примерно 1 % тепла, затрачиваемого на испарение 1 кг воды).

Обозначения основных величин, используемых в данном расчете, пояснены в примере расчета барабанной сушилки.

9.2.1. Расход воздуха, скорость газов и диаметр сушилки

По уравнению (9.10) определим расход влаги, удаляемой из высушиваемого материала:

$$W = 0,556(12 - 0,5)/(100 - 12) = 0,0726 \text{ кг/с.}$$

Определим параметры отработанного воздуха. Для этого примем температуру его $t_2 = 60^\circ\text{C}$, что позволит достаточно полно использовать тепло сушильного агента. Обычно температуру материала в псевдооживленном слое принимают на 1—2 градуса ниже температуры отработанного воздуха. Тогда температура материала в слое равна 58°C . Принимая модель полного перемешивания материала в псевдооживленном слое, можно считать температуру высушенного материала равной температуре материала в слое, т. е. $\theta = 58^\circ\text{C}$.

Рассчитаем внутренний тепловой баланс сушилки по уравнению (9.11):

$$\Delta = 4,19 \cdot 18 - 0,556 \cdot 0,8(58 - 18)/0,0726 - 22,6 = 192 \text{ кДж/кг влаги.}$$

На диаграмме $I-x$ (рис. 9.5), по известным параметрам $t_0 = 18^\circ\text{C}$ и $\varphi_0 = 72\%$ находим влагосодержание x_0 и энтальпию I_0 свежего воздуха: $x_0 = 0,0092$ кг влаги/кг сухого воздуха; $I = 41,9$ кДж/кг сухого воздуха.

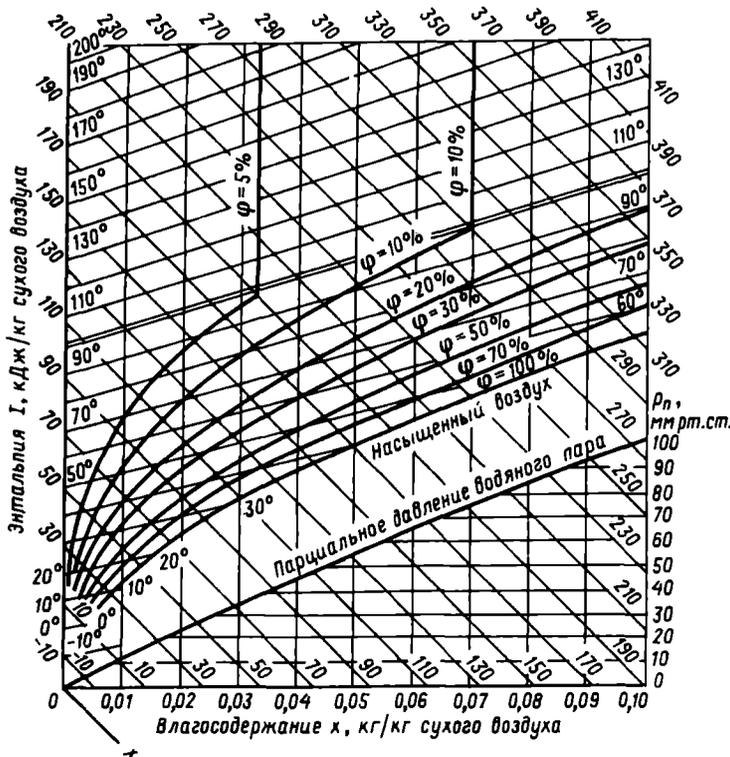


Рис. 9.5. Диаграмма состояния влажного воздуха $I-x$

При нагревании воздуха до температуры $t_1 = 130^\circ\text{C}$ его энтальпия увеличивается до $I_1 = 157$ кДж/кг; так как нагрев сушильного агента осуществляется через стенку, влагосодержание остается постоянным: $x_0 = x_1$. Для определения параметров отработанного воздуха необходимо на диаграмме $I-x$ построить рабочую линию сушки (построение ее описано в расчете барабанной сушилки). Зададим произвольное значение влагосодержания воздуха $x = 0,04$. Соответствующее ему значение энтальпии находим по уравнению (9.12):

$$I = 157 - 192(0,04 - 0,0092) = 151 \text{ кДж/кг сухого воздуха.}$$

Далее проводим линию сушки на диаграмме $I-x$ через две точки с координатами $x_1 = x_0 = 0,0092$ кг/кг, $I_1 = 157$ кДж/кг и $x = 0,04$ кг/кг, $I = 151$ кДж/кг до пересечения с заданным параметром отработанного воздуха $t_2 = 60^\circ\text{C}$. В точке пересечения линии сушки и изотермы 60°C (см. рис. 9.5) находим конечное влагосодержание отработанного воздуха $x_2 = 0,035$ кг/кг.

Расход воздуха L на сушку по уравнению (9.14) равен:

$$L = 0,0726 / (0,035 - 0,0092) = 2,81 \text{ кг/с.}$$

Средняя температура воздуха в сушилке

$$t_{\text{ср}} = (t_1 + t_2) / 2 = (130 + 60) / 2 = 95^\circ\text{C.}$$

Среднее влагосодержание воздуха в сушилке

$$x_{\text{ср}} = (x_0 + x_2) / 2 = (0,0092 + 0,035) / 2 = 0,0221 \text{ кг влаги/кг сухого воздуха.}$$

Средняя плотность сухого воздуха и водяных паров

$$\rho_{\text{с.в}} = \frac{M_{\text{с.в}}}{v_0} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_{\text{ср}}} = \frac{29}{22,4} \cdot \frac{273}{(273 + 95)} = 0,96 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{в.п}} = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273}{(273 + 95)} = 0,596 \text{ кг/м}^3$$

Средняя объемная производительность по воздуху:

$$V = L / \rho_{\text{с.в}} + x_{\text{ср}} L / \rho_{\text{в.п}}; \quad (9.33)$$

$$V = 2,81 / 0,96 + 0,0221 \cdot 2,81 / 0,596 = 3,04 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Далее рассчитываем фиктивную (на полное сечение аппарата) скорость начала псевдооживления:

$$\omega_{\text{пс}} = \text{Re}_{\mu_{\text{ср}}} / (\rho_{\text{ср}} d_3), \quad (9.34)$$

где $\text{Re} = \text{Ar} / (1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}})$ — критерий Рейнольдса; $\text{Ar} = d_3^3 \rho_{\text{ср}} g \rho_{\text{ч}} / \mu_{\text{ср}}^2$ — критерий Архимеда; $\mu_{\text{ср}}$ — вязкость воздуха при средней температуре; $d_3 = 1 / \sum_i m_i / d_i$ — эквива-

лентный диаметр полидисперсных частиц материала; n — число фракций; m_i — содержание i -й фракции, масс. доли; d_i — средний ситовый размер i -й фракции, м.

Рассчитаем d_3 :

$$d_3 = \frac{1}{\frac{0,25}{\left(\frac{2,0+1,5}{2}\right) 10^{-3}} + \frac{0,75}{\left(\frac{1,5+1,0}{2}\right) 10^{-3}}} = 1,35 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Критерий Архимеда

$$\text{Ar} = (1,35 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,96 \cdot 9,8 \cdot 1500 / (2,2 \cdot 10^{-5})^2 = 7,17 \cdot 10^4.$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = 7.17 \cdot 10^4 / (1400 + 5.22 \sqrt{7.17 \cdot 10^4}) = 25.6.$$

Скорость начала псевдооживления

$$\omega_{nc} = \frac{25.6 \cdot 2.2 \cdot 10^{-5}}{0.96 \cdot 1.35 \cdot 10^{-3}} = 0.435 \text{ м/с.}$$

Верхний предел допустимой скорости воздуха в псевдооживленном слое определяется скоростью свободного витания (уноса) наиболее мелких частиц. Эту скорость определяют по уравнению (9.32).

Критерий Архимеда для частиц песка диаметром 1 мм равен:

$$Ar = (10^{-3})^3 \cdot 0.96 \cdot 9.8 \cdot 1500 / (2.2 \cdot 10^{-5})^2 = 2.91 \cdot 10^4.$$

Скорость свободного витания (уноса)

$$\omega_{c.в} = \frac{2.2 \cdot 10^{-5}}{10^{-3} \cdot 0.96} \left(\frac{2.91 \cdot 10^4}{18 + 0.575 \sqrt{2.91 \cdot 10^4}} \right) = 5.75 \text{ м/с.}$$

Рабочую скорость ω сушильного агента выбирают в пределах от ω_{nc} до $\omega_{c.в}$. Эта скорость зависит от предельного числа псевдооживления $K_{пр} = \omega_{c.в} / \omega_{nc}$: при $K_{пр}$ более 40—50 рабочее число псевдооживления $K_w = \omega / \omega_{nc}$ рекомендуется выбирать в интервале от 3 до 7; при $K_{пр}$ меньше 20—30 значение K_w можно выбирать в интервале от 1,5 до 3. В рассматриваемом расчете $K_{пр} = 5.75 / 0.435 = 13.2$. Примем $K_w = 2.3$. Тогда рабочая скорость сушильного агента

$$\omega = K_w \omega_{nc} = 2.3 \cdot 0.435 = 1.0 \text{ м/с.}$$

Диаметр сушилки d определяют из уравнения расхода (9.27):

$$d = \sqrt{3.04 / 0.785 \cdot 1} = 1.97 \text{ м} \approx 2 \text{ м.}$$

9.2.2. Высота псевдооживленного слоя

Высоту псевдооживленного слоя высушиваемого материала можно определить на основании экспериментальных данных по кинетике как массо-, так и теплообмена. Ниже приведен расчет высоты псевдооживленного слоя, необходимой для удаления свободной влаги (что имеет место в нашем случае), двумя указанными методами.

Решая совместно уравнения материального баланса и массоотдачи, получим:

$$dW = \omega \rho_{cp} S dx = \beta_y (x^* - x) dF, \quad (9.35)$$

где W — производительность сушилки по испарившейся влаге, кг/с; S — поперечное сечение сушилки, м²; x и x^* — рабочее и равновесное влагосодержание воздуха, кг влаги/кг сухого воздуха; F — поверхность высушиваемого материала, м²; ρ_{cp} — плотность сухого воздуха при средней температуре в сушилке, кг/м³.

При условии шарообразности частиц заменим поверхность высушиваемого материала dF на $dF = [6(1 - \epsilon) / d_s] S dh$, где h — высота псевдооживленного слоя, м. Разделяя переменные и интегрируя полученное выражение, при условии постоянства температур частиц по высоте слоя находим:

$$\frac{x^* - x_2}{x^* - x_0} = \exp \left[- \frac{\beta_y}{\omega \rho_{cp}} \cdot \frac{6(1 - \epsilon)}{d_s} h \right] \quad (9.36)$$

Равновесное содержание влаги в сушильном агенте x^* определяем по $I-x$ диаграмме как абсциссу точки пересечения рабочей линии сушки с линией постоянной относительной влажности $\varphi = 100\%$. Величина $x^* = 0.0438$ кг/кг. При этом левая часть

уравнения (9.36) равна:

$$(x^* - x_2)/(x^* - x_0) = (0,0438 - 0,035)/(0,0438 - 0,0092) = 0,254.$$

Порозность псевдооживленного слоя ϵ при известном значении рабочей скорости может быть вычислена по формуле [4]

$$\epsilon = [(18Re + 0,36Re^2)/Ar]^{0,21}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = wd_s \rho_{cp} / \mu_{cp} = 1,0 \cdot 1,35 \cdot 10^{-3} \cdot 0,96 / (2,2 \cdot 10^{-5}) = 58,9.$$

Критерий $Ar = 7,17 \cdot 10^4$ (см. выше). Тогда

$$\epsilon = [(18 \cdot 58,9 + 0,36 \cdot 58,9^2) / (7,17 \cdot 10^4)]^{0,21} = 0,486 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Коэффициент массоотдачи β_y определяют на основании эмпирических зависимостей; при испарении поверхностной влаги он может быть рассчитан с помощью уравнения [7]:

$$Nu'_y = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr'_y{}^{0,33}, \quad (9.37)$$

где $Nu'_y = \beta_y d_s / D$ — диффузионный критерий Нуссельта; $Pr'_y = \mu / \rho D$ — диффузионный критерий Прандтля.

Коэффициент диффузии водяных паров в воздухе при средней температуре в сушилке D ($\text{м}^2/\text{с}$) равен:

$$D = D_{20} [(T_0 + t_{cp}) / T_0]^{3/2} \quad (9.38)$$

Коэффициент диффузии водяных паров в воздухе при 20 °С $D_{20} = 21,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ [1] Тогда

$$D = 21,9 \cdot 10^{-6} [(273 + 95) / 273]^{3/2} = 3,44 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Pr'_y = 2,2 \cdot 10^{-5} / (0,96 \cdot 3,44 \cdot 10^{-5}) = 0,67$$

Коэффициент массоотдачи из уравнения (9.37) равен:

$$\beta_y = \frac{D}{d_s} (2 + 0,51 Re^{0,52} Pr'_y{}^{0,33}), \quad (9.39)$$

$$\beta_y = \frac{3,44 \cdot 10^{-5}}{1,35 \cdot 10^{-3}} (2 + 0,51 \cdot 58,9^{0,52} \cdot 0,67^{0,33}) = 0,145 \text{ м}/\text{с}.$$

Подставляя вычисленные значения в уравнение (9.36), определим высоту псевдооживленного слоя высушиваемого материала h :

$$0,254 = \exp \left(- \frac{0,145}{1 \cdot 0,96} \cdot \frac{6 (1 - 0,486)}{1,35 \cdot 10^{-3}} h \right),$$

откуда $h = 4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$.

Проверим правильность определения величины h по опытным данным для теплоотдачи в псевдооживленных слоях. Приравняем уравнение теплового баланса и уравнение теплоотдачи:

$$dQ = w \rho_{cp} c S dt = \alpha (t - t_m) dF, \quad (9.40)$$

где c — теплоемкость воздуха при средней температуре, равная 1000 Дж/(кг·К); α — коэффициент теплоотдачи, Вт/($\text{м}^2 \cdot \text{К}$); t — температура газа, °С; t_m — температура материала, °С.

Сделав приведенные выше преобразования, получим:

$$\frac{t_2 - t_m}{t_1 - t_m} = \exp \left[- \frac{\alpha}{w \rho_{cp} c} \cdot \frac{6 (1 - \epsilon)}{d_s} h \right] \quad (9.41)$$

Сначала определим высоту псевдооживленного слоя, необходимую для испарения поверхностной влаги материала. В уравнении (9.41) высота псевдооживленного слоя h является той же самой величиной, что и рассчитанная по уравнению (9.36). Принимая модель полного перемешивания материала в псевдооживленном слое, можно считать температуру материала равной температуре мокрого термометра. Последнюю находим по параметрам сушильного агента с помощью $I-x$ диаграммы. Она равна $t_w = 38^\circ\text{C}$.

Коэффициент теплоотдачи α определяют на основании экспериментальных данных. Можно пользоваться следующими уравнениями [4]

для $Re < 200$

$$Nu = 1,6 \cdot 10^{-2} (Re/\epsilon)^{1,3} Pr^{0,33}; \quad (9.42)$$

для $Re \geq 200$

$$Nu = 0,4 (Re/\epsilon)^{0,67} Pr^{0,33}, \quad (9.43)$$

где $Nu = \alpha d_s / \lambda$ — критерий Нуссельта; $Pr = c_{\mu} / \lambda$ — критерий Прандтля; λ — коэффициент теплопроводности воздуха при средней температуре, Вт/(м·К) [1].

Коэффициент теплоотдачи для рассматриваемого случая ($Re = 58,9 < 200$) равен:

$$\begin{aligned} \alpha &= 1,6 \cdot 10^{-2} \frac{\lambda}{d_s} \left(\frac{Re}{\epsilon} \right)^{1,3} Pr^{0,33} = \\ &= 1,6 \cdot 10^{-2} \frac{0,032}{1,35 \cdot 10^{-3}} \left(\frac{58,9}{0,486} \right)^{1,3} \left(\frac{1000 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5}}{0,032} \right)^{0,33} = 171 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}. \end{aligned}$$

Подставляя найденные значения в уравнение (9.41), определим высоту псевдооживленного слоя, необходимую для испарения влаги:

$$\frac{60 - 38}{130 - 38} = \exp \left(- \frac{171}{1 \cdot 1000 \cdot 0,96} \cdot \frac{6(1 - 0,486)}{1,35 \cdot 10^{-3}} h \right),$$

откуда $h = 3,5 \cdot 10^{-3}$ м.

Сравнивая величины, рассчитанные на основании опытных данных по массоотдаче ($h = 4 \cdot 10^{-3}$ м) и по теплоотдаче ($h = 3,5 \cdot 10^{-3}$ м), можно заключить, что они удовлетворительно совпадают.

Рабочую высоту псевдооживленного слоя H определяют путем сравнения рассчитанных величин с высотой, необходимой для гидродинамически устойчивой работы слоя и предотвращения каналообразования в нем. Разница между этими высотами зависит от того, каким (внешним или внутренним) диффузионным сопротивлением определяется скорость сушильного процесса и насколько велико это сопротивление.

В случае удаления поверхностной влаги (первый период сушки) гидродинамически стабильная высота обычно значительно превышает рассчитанную по кинетическим закономерностям. При этом высоту псевдооживленного слоя H определяют, исходя из следующих предпосылок. На основании опыта эксплуатации аппаратов с псевдооживленным слоем установлено, что высота слоя H должна быть приблизительно в 4 раза больше высоты зоны гидродинамической стабилизации слоя $H_{ст}$, т. е. $H \approx 4H_{ст}$. Высота $H_{ст}$ связана с диаметром отверстий распределительной решетки d_0 соотношением $H_{ст} \approx 20d_0$; следовательно, $H \approx 80d_0$.

Диаметр отверстий распределительной решетки выбирают из ряда нормальных размеров, установленного ГОСТ 6636—69 (в мм): 2,0; 2,2; 2,5; 2,8; 3,2; 3,6; 4,0; 4,5; 5,0; 5,6.

Выберем диаметр отверстий распределительной решетки $d_0 = 2,5$ мм. Тогда высота псевдооживленного слоя $H = 80 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3} = 0,2$ м.

Число отверстий n в распределительной решетке определяют по уравнению

$$n = 4SF_c / (\pi d_0^2) = d^2 F_c / d_0^2, \quad (9.44)$$

где S — сечение распределительной решетки, численно равное сечению сушилки, м²; F_c — доля живого сечения решетки, принимаемая в интервале от 0,02 до 0,1.

Таблица 9.4. Опытные данные по сушке некоторых материалов в псевдооживленном слое

Материал	Размер частиц, мм	ω_n , %	ω_k , %	t_1 , °C	t_2 , °C	$A_{v,1}$ кг/(м ³ ·ч)
Песок	—	10	0,5	900	120	435
Ильменит	0—0,3	3,7	0,03	400—300	130—160	103—167
Уголь	0—6	20	2	650	80	2900
	0—10	14,5	4,8	410	70	2500
	6—13	25—28	2—4	600	60	1500—1750
	—	22	8,5	436	63	1500
Хлорид калия	—	16	0,15	700	120	900
Перманганат калия	0,5—1,2	7—8	0,2—0,3	180	70	60—70
Сульфат железа	0,25—1,0	48,5	19,2	400	125	412
Сульфат аммония	—	2,5—3	0,1—0,7	150	60	300—500
	0,25	4	0,2	200	70	48,4
	0,8	2	0,2	150	100	61,4
	0,25	0,8	0,2	100	80	3,5
Комбинированные удобрения РК	0—4,6	4—11	2,6—6,6	80—200	65—98	28—128
Бензолсульфамид	—	18,9	2,4	100	46—50	118
Карбонат бария	—	45	1	380	100	70
Адипиновая кислота	—	5,6	0,27	130	77	27,3
Себаценовая кислота	—	9,8	0,09	100	42	43
2-Аминофенол	—	12	0,5	110	65	4,4
Полистирол эмульсионный	—	33,0	0,67	138	58	24,5
Поливинилбутираль	—	20,0	1,0	118	50	15,2
Хлорированный поливинилхлорид	—	66	0,5	120	60	6,4

Приняв долю живого сечения $F_c = 0,05$, найдем число отверстий в распределительной решетке: $n = 2^2 \cdot 0,05 / 0,0025^2 = 32000$.

Рекомендуется применять расположение отверстий в распределительной решетке по углам равносторонних треугольников. При этом поперечный шаг l' и продольный шаг l'' вычисляют по следующим соотношениям:

$$l' = 0,95d_v F_c^{-0,5}; \quad (9.45) \quad l'' = 0,866l' \quad (9.46)$$

откуда

$$l' = 0,95 \cdot 0,0025 \cdot 0,05^{-0,5} = 0,011 \text{ м}; \quad l'' = 0,866 \cdot 0,011 = 0,009 \text{ м.}$$

Высоту сепарационного пространства сушилки с псевдооживленным слоем H_c принимают в 4—6 раз больше высоты псевдооживленного слоя: $H_c = 5H = 5 \cdot 0,2 = 1 \text{ м}$.

При отсутствии опытных данных по кинетике тепло- или массообмена можно пользоваться объемным напряжением сушилок с псевдооживленным слоем по влаге A_v . В табл. 9.4 приведены сведения о напряжениях по влаге A_v для некоторых материалов.

Проверим соответствие рассчитанного значения высоты псевдооживленного слоя экспериментальным данным, полученным при сушке песка. Из табл. 9.4 напряжение по влаге $A_v = 435 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) = 0,121 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$. Объем псевдооживленного слоя V_k равен:

$$V_k = W/A_v = 0,0726 / 0,121 = 0,6 \text{ м}^3.$$

Высота псевдооживленного слоя H :

$$H = V_k / (0,785d^3) = 0,6 / (0,785 \cdot 2^2) = 0,191 \text{ м.}$$

Как видим, рассчитанная высота псевдооживленного слоя и найденная на основании опытных данных хорошо согласуются.

9.2.3. Гидравлическое сопротивление сушилки

Основную долю общего гидравлического сопротивления сушилки ΔP составляют гидравлические сопротивления псевдооживленного слоя ΔP_{nc} и решетки ΔP_p :

$$\Delta P = \Delta P_{nc} + \Delta P_p. \quad (9.47)$$

Величину ΔP_{nc} находят по уравнению

$$\Delta P_{nc} = \rho_ч (1 - \epsilon) g H; \quad (9.48)$$

$$\Delta P_{nc} = 1500(1 - 0,486) 9,8 \cdot 0,2 = 1511 \text{ Па.}$$

Для удовлетворительного распределения газового потока необходимо соблюдать определенное соотношение между гидравлическими сопротивлениями слоя и решетки. Минимально допустимое гидравлическое сопротивление решетки $\Delta P_{p \min}$ может быть вычислено по формуле

$$\Delta P_{p \min} = \Delta P_{nc} K_w^2 (\epsilon - \epsilon_0) / [(K_w^2 - 1)(1 - \epsilon_0)]. \quad (9.49)$$

Порозность неподвижного слоя ϵ_0 для шарообразных частиц принимают равной 0,4. Подставив соответствующие значения, получим:

$$\Delta P_{p \min} = 1511 \frac{1,3^2}{(2,3^2 - 1)} \left(\frac{0,486 - 0,4}{1 - 0,486} \right) = 312 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление выбранной решетки

$$\Delta P_p = \xi \left(\frac{w}{F_c} \right)^2 \frac{\rho_{cp}}{2}. \quad (9.50)$$

Коэффициент сопротивления решетки $\xi = 1,75$. Тогда

$$\Delta P_p = 1,75 \left(\frac{1}{0,05} \right)^2 \frac{0,96}{2} = 336 \text{ Па.}$$

Значение $\Delta P_p = 336$ Па превышает минимально допустимое гидравлическое сопротивление решетки $\Delta P_{p \min}$. В противном случае, т. е. когда $\Delta P_p < \Delta P_{p \min}$, необходимо выбрать другую долю живого сечения распределительной решетки. Общее гидравлическое сопротивление сушилки в соответствии с уравнением (9.47) равно: $\Delta P = 1511 + 336 = 1847$ Па.

Зная суммарное гидравлическое сопротивление сушилки и газоочистой аппаратуры (циклоны, скрубберы мокрой очистки, рукавные фильтры и т. д.) и производительность по сушильному агенту, выбирают вентиляционное оборудование (см. гл. 1).

Расчеты размеров пылеосадительных устройств, топок, питателей, конвейеров, пневмотранспорта приведены в литературе [8—11]

С работой других сушилок можно ознакомиться в литературе [12]

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Павлов К. Ф., Романов П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1981. 560 с.
2. Сушильные аппараты и установки. Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ. Изд. 3-е. М., 1975. 64 с.
3. Аппараты с вращающимися барабанами общего назначения. Основные параметры и размеры. ГОСТ 11875—79.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. 754 с.
5. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 429 с.
6. Лебедев П. Д., Шукин А. А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. М.: Энергия, 1970. 408 с.

7. *Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М.* Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 287 с.
8. *Канторович Э. Б.* Машины химической промышленности. Т. 1. Машгиз, 1957. 568 с.
9. *Исламов М. Ш.* Печи химической промышленности. Л.: Химия, 1975. 432 с.
10. *Ужов В. Н.* Борьба с пылью в промышленности. М.: Госхимиздат, 1962. 185 с.
11. *Лебедев П. Д.* Расчет и проектирование сушильных установок. М.: Госэнергиздат, 1963. 319 с.
12. *Сажин Б. С.* Основы техники сушки. М.: Химия, 1984. 319 с.

ГЛАВА 10

РАСЧЕТ КРИСТАЛЛИЗАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- C — концентрация кристаллизующегося вещества, кг/м³;
 c_p — теплоемкость, Дж/(кг·К);
 D — коэффициент диффузии, м²/с;
 f — удельная поверхность кристаллов, м²/м³;
 G — расход раствора, кг/с;
 G_s — расход твердой фазы, кг/с;
 H — высота псевдооживленного слоя, м;
 l — энтальпия вторичных паров, Дж/кг;
 Q — тепло, подводимое или отводимое при кристаллизации, Вт;
 K_c — коэффициент массопередачи, м/с;
 M — молекулярная масса, кг/кмоль;
 q — теплота кристаллизации, Дж/кг;
 P — давление, Па;
 R — коэффициент скорости роста размера кристаллов, м/с;
 r — размер кристалла, м;
 w — скорость жидкости, м/с;
 W — расход удаляемого растворителя, кг/с;
 Y — концентрация кристаллизующегося вещества, % (масс);
 β_c — коэффициент массоотдачи, м/с;
 ϵ — порозность псевдооживленного слоя, м³/м³;
 μ — вязкость, Па·с;
 ρ — плотность, кг/м³;
 σ_v — напряжение парового пространства, ч⁻¹;
 σ_s — допустимая масса пара с единицы площади зеркала испарения, кг/(м²·ч);

Индексы:

- v — для объемных параметров;
 x — для твердой фазы;
 y — для жидкой фазы;
 c — для концентрации, измеряемой в кг/м³;
 n — начальные параметры;
 k — конечные параметры;
 p — параметры у поверхности контакта фаз.

ВВЕДЕНИЕ

Под кристаллизацией понимают образование твердой кристаллической фазы из любой фазы, в том числе из другой кристаллической. В промышленности кристаллизацию осуществляют из расплавов, растворов и паров.

Кристаллизация идет с достаточной скоростью лишь в пересыщенных растворах, в которых образуются зародыши кристаллов. Начиная с некоторого критического размера $r_{кр}$, составляющего 0,5—5 нм, происходит быстрый рост зародышей и образуется большое число кристаллов различного размера.

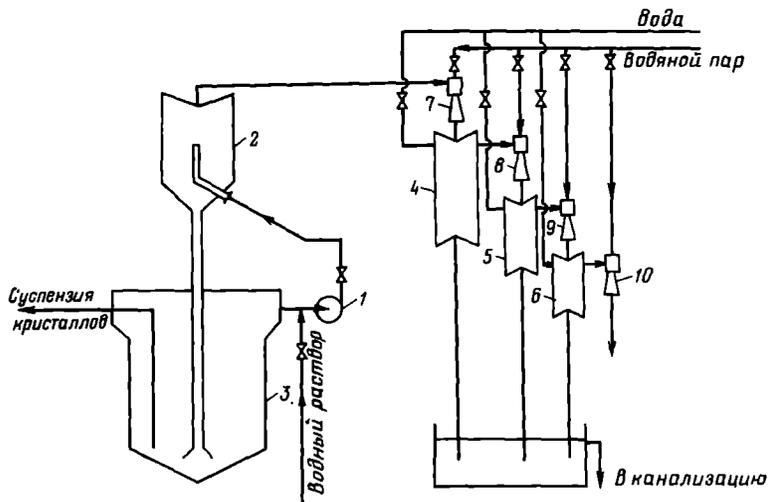


Рис. 10.1. Принципиальная технологическая схема кристаллизационной установки с псевдооживленным слоем:

1 — насос; 2 — испаритель; 3 — кристаллораститель; 4—6 — барометрические конденсаторы; 7—10 — эжекторы

Критический размер кристалла может быть определен из уравнения

$$r_{кр} = 2\sigma M / [\rho_x RT \ln(C/C^*)],$$

где C , C^* — концентрации пересыщенного и насыщенного растворов, кг/м^3 ; σ — поверхностное натяжение, Н/м ; ρ_x — плотность кристаллов, кг/м^3

В промышленности используют три метода кристаллизации из растворов: изотермический, в котором пересыщение раствора достигается удалением части растворителя путем выпаривания при постоянной температуре; изогидрический, при котором пересыщение раствора достигается охлаждением раствора при сохранении массы растворителя; комбинированный (комбинация первых двух методов) — кристаллизация под вакуумом, при которой происходит отгонка растворителя с одновременным понижением температуры.

В соответствии с указанными методами создания пересыщенного раствора различают три типа промышленных кристаллизаторов: 1 — с удалением части растворителя; 2 — с охлаждением раствора; 3 — вакуум-кристаллизаторы.

Несмотря на различные способы создания пересыщения, большинство аппаратов, предназначенных для кристаллизации из растворов, является кристаллизаторами со стационарным или циркулирующим по замкнутому контуру псевдооживленным слоем. Поэтому в дальнейшем будем рассматривать лишь кристаллизацию в псевдооживленном слое.

Кристаллизационные установки с псевдооживленным слоем, работающие под атмосферным давлением, используют в тех случаях, когда температура кристаллизации ниже нуля или равна нулю (0°C). Вакуумные кристаллизаторы используют при температуре кристаллизации не ниже 6°C .

Типичная схема вакуумной кристаллизационной установки приведена на рис. 10.1. Исходный раствор поступает во всасывающую линию циркуляционного насоса 1, где смешивается с циркулирующим раствором и направляется в испаритель 2. В испарителе, находящемся под вакуумом, происходит понижение температуры раствора вследствие испарения части растворителя до точки кипения, соответствующей остаточному давлению в аппарате. Пересыщенный в результате охлаждения раствор поступает по барометрической трубе в кристаллораститель 3, где происходит кристаллизация. Образовавшаяся суспензия кристаллов удаляется из нижней части кристаллорастителя. Вакуум в кристаллизационной установке создается с помощью барометрических конденсаторов 4—6 и паровых эжекторов 7—10.

10.1. РАСЧЕТ КРИСТАЛЛИЗАЦИОННОГО АППАРАТА С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ КРИСТАЛЛОВ

10.1.1. Материальный и тепловой балансы кристаллизации

Массу кристаллической фазы (G_x) определяют из уравнений материального баланса кристаллизации:

$$G_n = G_x + G_k + W; \quad (10.1)$$

$$G_n Y_n = G'_x + G_k Y_k, \quad (10.2)$$

где G_n , G_k — расход начального и конечного маточного растворов, кг/с; G_x , G'_x — расход соответственно кристаллогидрата (т. е. кристаллической фазы, включающей растворитель) и кристаллической фазы в пересчете на чистое растворенное вещество, кг/с; W — расход удаляемого растворителя, кг/с; Y_n , Y_k — концентрации начального и конечного маточного растворов, масс. доли.

Поскольку число молей в кристаллической фазе без растворителя и в форме кристаллогидрата одно и то же, расход безводной кристаллической фазы G'_x может быть выражен через расход кристаллогидрата:

$$G'_x = G_x M / M_{кр},$$

где M , $M_{кр}$ — молекулярная масса соответственно кристаллов (без растворителя) и кристаллогидрата.

Из уравнений (10.1), (10.2) получают расход кристаллической фазы:

$$G_x = \frac{G_n (y_k - y_n) - W Y_k}{Y_k - M / M_{кр}} \quad (10.3)$$

Тепловой баланс для всех трех методов кристаллизации из растворов может быть выражен единым уравнением:

$$G_n c_{pyn} t_n + G_x q \pm Q = G_x c_{pk} t_k + (G_n - G_x - W) c_{pyk} t_k + W I \pm Q_{пот}, \quad (10.4)$$

где c_{pyn} , c_{pyk} , c_{pk} — теплоемкости начального раствора, маточного раствора и кристаллов; t_n , t_k — температуры исходного и маточного растворов, °C; q — теплота кристаллизации, Дж/кг; I — энтальпия вторичных паров, Дж/кг; $Q_{пот}$ — потери тепла, Вт; $+Q$ — тепло, подводимое при изотермической кристаллизации; $-Q$ — тепло, отводимое при изогидрической кристаллизации.

В случае изогидрической кристаллизации $W=0$. При вакуум-кристаллизации (комбинированный метод) $Q=0$.

10.1.2. Определение высоты псевдоожигенного слоя

После того как пересыщенный раствор поступает в кристаллорастворитель, начинается процесс кристаллизации, в течение которого масса вещества из раствора переходит к поверхности кристаллов и далее включается в кристаллическую решетку. В ходе образования твердой фазы выделяется тепло кристаллизации. Таким образом, по мере передвижения раствора в зоне кристаллизации меняются его концентрация и температура.

Скорость увеличения массы кристаллов зависит от интенсивности внешнего массообмена [уравнение массоотдачи (10.5)] и от скорости включения молекул растворенного вещества в кристаллическую решетку [кинетическое уравнение (10.6)] [1]

$$i = \beta_c (C - C_n); \quad (10.5)$$

$$i = K_w (C_n - C^*), \quad (10.6)$$

где β_c — коэффициент массоотдачи, м/с; K_w — константа скорости роста кристаллов, м/с; C_n , C — концентрации вблизи поверхности кристалла и в ядре жидкости, кг/м³; i — плотность потока массы, кг/(м²·с).

Из уравнений (10.5), (10.6) найдем плотность потока массы, входящей в кристаллическую фазу:

$$i = K_c(C - C^*), \quad (10.7)$$

где $K_c = (1/\beta_c + 1/K_w)^{-1}$ — коэффициент массопередачи, м/с.

Принимая, что скорость массопередачи кристаллизации в псевдооживленном слое контролируется внешней массоотдачей $K_c = \beta_c$, получили [2] следующее уравнение для определения объемного коэффициента массопередачи:

$$K_{vc} = \beta_c f = 0,105 \cdot 10^{-3} f w (v/D)^{0,07}, \quad (10.8)$$

где v — кинематическая вязкость маточного раствора, m^2/c .

Материальный и тепловой балансы кристаллизации в псевдооживленном слое в дифференциальной форме могут быть записаны следующим образом:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + w \frac{\partial C}{\partial x} + K_{vc}(C - C^*) = 0; \quad (10.9)$$

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + w \frac{\partial t}{\partial x} = \frac{\alpha_v}{\rho_{ссл} c_{pссл}} (t_n - t), \quad (10.10)$$

где α_v — объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/($m^3 \cdot K$); $\rho_{ссл}$ — плотность псевдооживленного слоя, кг/ m^3 ; $c_{pссл}$ — усредненная теплоемкость псевдооживленного слоя, Дж/(кг·K); t_n — температура поверхности, °C.

Поскольку температура в кристаллорастителе меняется незначительно, равновесная концентрация C^* может быть описана линейной функцией температуры:

$$C^* = at + b, \quad (10.11)$$

где a, b — константы.

Из системы уравнений (10.9), (10.10) для стационарного процесса найдем [2] зависимости концентрации и температуры раствора от высоты слоя:

$$C_k = C'_n - \frac{C'_n - (at'_n + b)}{1 + aA} \left\{ 1 - \exp \left[-\frac{K_{vc}}{w} (1 + aA) H \right] \right\}; \quad (10.12)$$

$$t_k = t'_n + A \frac{[C'_n - (at'_n + b)]}{1 + aA} \left\{ 1 - \exp \left[-\frac{K_{vc}}{w} (1 + aA) H \right] \right\}, \quad (10.13)$$

где H — высота псевдооживленного слоя, м; C_k, t_k — концентрация (кг/ m^3) и температура (°C) раствора, покидающего кристаллизатор; C'_n, t'_n — концентрация (кг/ m^3) и температура (°C) раствора, входящего в кристаллораститель.

Константа A в уравнениях (10.12), (10.13) равна:

$$A = q / [c_{pp} \rho_{ye} \epsilon + \rho_s c_{ps} (1 - \epsilon)] \quad (10.14)$$

Высоту аппарата определяют из равенства подэкспоненциального выражения уравнения (10.12) единице [2]

$$K_{vc} (1 + aA) H / w = 1, \quad (10.14a)$$

поскольку при этом наблюдается наиболее предпочтительный вид зависимости концентрации раствора от высоты, близкий к линейному.

10.2. РАСЧЕТ ВАКУУМ-КРИСТАЛЛИЗАТОРА

Задание на проектирование. Рассчитать вакуум-кристаллизатор с псевдооживленным слоем для кристаллизации $MgSO_4$ из водного раствора по следующим данным:

производительность по исходному раствору $G_n = 18\,000$ кг/ч; содержание $MgSO_4$ в исходном растворе $Y_n = 27\%$ (масс); температура исходного раствора $t_n = 50$ °C;

температура маточного раствора на выходе из кристаллизатора $t_k = 15^\circ\text{C}$; средний размер кристаллов $r = 2 \cdot 10^{-3}$ м.

10.2.1. Концентрация раствора на выходе из кристаллизатора

Равновесная растворимость MgSO_4 в воде [3] в рабочем интервале температур 10—30 $^\circ\text{C}$ хорошо описывается линейной функцией температуры (рис. 10.2):

$$C^* = at + b \quad (a = 4,8; b = 257),$$

где данные по растворимости [3] пересчитаны из г/100 г воды в $\text{кг}/\text{м}^3$.

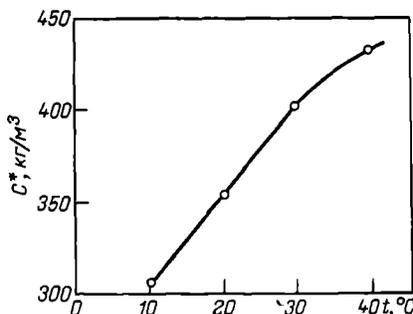


Рис. 10.2. Зависимость равновесной растворимости MgSO_4 от температуры

Концентрацию раствора на выходе из кристаллизатора можно определить из условия, согласно которому кристаллизация при пересыщении, составляющем 5 % от предельного, практически прекращается [2]:

$$C_k = 0,05S_{\text{пр}} + at_k + b, \quad (10.15)$$

где $S_{\text{пр}}$ — предельное пересыщение раствора, $\text{кг}/\text{м}^3$. Его находят, зная предельное переохлаждение, определяемое по эмпирическому уравнению

$$\Delta t_{\text{пр}} = 62,59q^{-0,772} \exp(-0,027q), \quad (10.16)$$

где $q = 65,7$ кДж/кг (3,87 ккал/моль) — теплота кристаллизации. Получим:

$$\Delta t_{\text{пр}} = 62,59 \cdot 3,87^{-0,772} \exp(-0,027 \cdot 3,87) = 19,83^\circ\text{C}.$$

По температурной зависимости равновесной растворимости найдем предельное пересыщение $S_{\text{пр}} = 91$ $\text{кг}/\text{м}^3$. Подставив это значение в уравнение (10.15), получим концентрацию раствора на выходе из кристаллизатора:

$$C_k = 0,05 \cdot 91 + 4,8 \cdot 15 + 257 = 333,6 \text{ кг}/\text{м}^3$$

10.2.2. Определение рабочей высоты кристаллизатора

Для определения рабочей высоты кристаллизатора необходимо располагать значениями порозности слоя, скорости раствора и коэффициента массопередачи.

Оптимальное значение порозности в кристаллизаторах с псевдооживленным слоем $\epsilon = 0,75$ [2].

В литературе имеется ряд зависимостей для определения скорости раствора в кристаллизаторах с псевдооживленным слоем. Используем уравнение, дающее наиболее близкую сходимость с экспериментальными данными [2]

$$w = 2,33(\epsilon/1,05)^3 \sqrt{r(\rho_x - \rho_y)/\rho_y}; \quad (10.17)$$

$$w = 2,33(0,75/1,05)^3 \sqrt{2 \cdot 10^{-3}(1680 - 1300)/1300} = 0,021 \text{ м}/\text{с},$$

где $\rho_x = 1680$ $\text{кг}/\text{м}^3$ — плотность кристаллической фазы; $\rho_y = 1300$ $\text{кг}/\text{м}^3$ — плотность раствора при C_k .

Объемный коэффициент массопередачи определяется уравнением (10.8). Входящие в него величины найдем следующим образом.

Кинематическую вязкость маточного раствора при $t=25\text{ }^\circ\text{C}$, $C=C_k=333,6\text{ кг/м}^3$, $Y_k=336\cdot 100/1300=25,7\%$ найдем экстраполяцией из Приложения 11.1: $\nu=4,29\times 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$.

Вязкость маточного раствора при температуре $15\text{ }^\circ\text{C}$:

$$\nu_{15}=\nu_{25}=\nu_{в15}/\nu_{н25}=4,29\cdot 10^{-6}\cdot 1,16\cdot 10^{-6}/(0,91\cdot 10^{-6})=5,4\cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с},$$

где $\nu_{в15}$, $\nu_{н25}$ — вязкость воды при 15 и $25\text{ }^\circ\text{C}$.

Удельную поверхность кристаллов в слое можно определить из уравнения [2]:

$$f=0,447\sqrt{\frac{(\rho_x-\rho_y)(1-\epsilon)\epsilon^3g}{\omega\mu}}=0,447\sqrt{\frac{(1680-1300)(1-0,75)\cdot 0,75^3\cdot 9,81}{0,021\cdot 5,4\cdot 10^{-6}\cdot 1300}}=730,1\text{ м}^{-1}$$

Коэффициент диффузии MgSO_4 в воде при концентрации C_k и температуре $25\text{ }^\circ\text{C}$ (Приложение 11.1) $D_{25}=0,447\text{ м}^2/\text{с}$.

Коэффициент диффузии при $15\text{ }^\circ\text{C}$ можно определить следующим образом:

$$D_{15}=D_{25}\frac{(273+15)}{(273+25)}\cdot\frac{\mu_{в25}}{\mu_{в15}}=0,447\cdot 10^{-9}\frac{283\cdot 0,9\cdot 10^{-3}}{293\cdot 1,15\cdot 10^{-3}}=0,34\cdot 10^{-9}\text{ м}^2/\text{с}.$$

Подставив значения f , ν , D в уравнение (10.8), найдем коэффициент массопередачи:

$$K_{вр}=0,105\cdot 10^{-3}\cdot 730,1\cdot 0,021[5,4\cdot 10^{-6}/(0,34\cdot 10^{-9})]^{0,07}=0,0032\text{ с}^{-1}$$

Рабочую высоту псевдооживленного слоя можно рассчитать по уравнению (10.14а). Для этого определим константу A в уравнении (10.14а) по уравнению (10.14). Теплоемкость кристаллов $c_{рх}=945\text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$. Теплоемкость маточного раствора:

$$c_{рy}=c_{рy}Y_k+4190(1-Y_k)=945\cdot 0,257+4190(1-0,257)=3356\text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}.$$

По уравнению (10.14)

$$A=15,7\cdot 4190/[3356\cdot 1300\cdot 0,75+945\cdot 1680(1-0,75)]=0,018.$$

Тогда рабочая высота псевдооживленного слоя

$$H=0,021/[0,0032(1+4,8\cdot 0,018)]=6,0\text{ м}.$$

Рабочая высота псевдооживленного слоя должна составлять $0,75$ от высоты кристаллорастителя до уровня отводящего патрубка, т. е. с учетом сепарационного пространства [2] получим: $H=6/0,75=8\text{ м}$.

Решая систему уравнений (10.12), (10.13) находим концентрацию и температуру раствора на входе в кристаллораститель. Подставив в эту систему уравнений известные величины, получим:

$$333,6=C'_n-\frac{C'_n-(4,8t'_n+257)}{1+4,8\cdot 0,018}\left\{1-\exp\left[-\frac{0,0032}{0,021}(1+4,8\cdot 0,018)\cdot 6\right]\right\};$$

$$15=t'_n+\frac{0,018[C'_n-(4,8t'_n+257)]}{1+4,8\cdot 0,018}\left\{1-\exp\left[-\frac{0,0032}{0,021}(1+4,8\cdot 0,018)\cdot 6\right]\right\}$$

Отсюда $C'_n=341,2\text{ кг/м}^3$, $t'_n=14,8\text{ }^\circ\text{C}$.

10.2.3. Давление в испарителе, производительность установки по кристаллической фазе, расход испаряемой воды

Концентрация раствора в испарителе равна концентрации раствора, поступающего в кристаллораститель:

$$Y_n=C_n/\rho_y=341,2\cdot 100/1308=26,1\% \text{ (масс.)}.$$

Температурная депрессия, соответствующая этой концентрации, при атмосферном давлении составляет $\Delta' = 2,6 \text{ }^\circ\text{C}$.

Приняв в первом приближении, что давление в испарителе соответствует температуре $t_n = t_n - 2,6 = 14,8 - 2,6 = 12,2 \text{ }^\circ\text{C}$, т. е. $P_n = 0,00147 \text{ МПа}$, по формуле Тищенко [4] получим значение температурной депрессии:

$$\Delta' = 2,6 \cdot 16,2(273 + 12,2)^2 / (2465 \cdot 10^3) = 1,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Таким образом, истинные значения температуры и давления в испарителе $t_n = 14,8 - 1,4 = 13,4 \text{ }^\circ\text{C}$; $P_n = 0,00159 \text{ МПа}$.

Производительность установки по кристаллической фазе (G_x) и расход упариваемой воды получим решением системы уравнений материального и теплового балансов (10.3) и (10.4).

Соотношение молекулярных масс безводных кристаллов MgSO_4 и кристаллогидрата $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ равно: $M/M_{kr} = 120,3/246,3 = 0,49$.

Теплоемкость исходного раствора

$$c_{pyn} = 945 \cdot 0,27 + 4190(1 - 0,27) = 3370 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Подставив известные значения параметров в систему уравнений (10.3), (10.4), получим:

$$G_x = \frac{18\,000(0,257 - 0,27) - 0,257 W}{0,257 - 0,49};$$

$$18000 \cdot 3370 \cdot 50 + 15,7 \cdot 4190 G_x = 945 \cdot 15 G_x + (18000 - G_x - W) 3356 \cdot 15 + 2519,1 \cdot 10^3 W.$$

Отсюда $G_x = 2046,5 \text{ кг/ч}$; $W = 944,9 \text{ кг/ч}$.

10.2.4. Диаметр кристаллорастителя

Диаметр кристаллорастителя находим из уравнения расхода:

$$D_k = \sqrt{4V_{u,p} / (3600\pi\omega)},$$

где $V_{u,p}$ — расход циркулирующего раствора, $\text{м}^3/\text{ч}$. Его определяют из производительности установки по кристаллической фазе:

$$V_{u,p} = G_x / (C_n - C_k) = 2046,5 / (341,2 - 333,6) = 269,3 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Подставив значение $V_{u,p}$, получим диаметр кристаллорастителя:

$$D_k = \sqrt{4 \cdot 269,3 / (3,14 \cdot 3600 \cdot 0,021)} = 2,13 \text{ м}.$$

Проверка расчета кристаллорастителя. Масса кристалла в слое:

$$G_{xnc} = 0,785 D_k^2 L (1 - \varepsilon) \rho_r = 0,785 \cdot 2,13^2 \cdot 6 (1 - 0,75) 1680 = 8974,9 \text{ кг}.$$

Коэффициент скорости роста кристаллов [2]:

$$k = K_{vc} r / (1 - \varepsilon) = 0,0032 \cdot 2 \cdot 10^{-3} / (1 - 0,75) = 2,55 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Расчетное значение среднего размера кристаллов

$$r = k \frac{3600\omega G_{xnc}}{\rho_r K_{vc} H G_x} = \frac{2,55 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 \cdot 0,021 \cdot 8974,9}{1680 \cdot 0,0032 \cdot 6 \cdot 2046,5} = 2,07 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Расхождение с принятым значением $r = 2 \text{ мм}$ составляет 3,5 %.

10.2.5. Основные параметры испарителя

Поверхность зеркала испарения можно определить исходя из допустимой массы паровой фазы, снимаемой с единицы площади зеркала в единицу времени, $\sigma_s = 150 \text{ кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^2)$ [5]. С учетом σ_s получим площадь зеркала испарения:

$$S_n = W/\sigma_s = 944,9/150 = 6,3 \text{ м}^2.$$

Диаметр испарителя

$$D_n = \sqrt{4S_n/\pi} = \sqrt{4 \cdot 6,3/3,14} = 2,8 \text{ м}.$$

Диаметр сепарационного пространства можно определить на основе допустимой скорости пара ($w_{\text{доп}}$), рассчитываемой по уравнению [2]:

$$w_{\text{доп}} = \sqrt[3]{4,26/\rho_n} = \sqrt[3]{4,26/0,0117} = 7,14 \text{ м/с}.$$

Принимая скорость пара на 20% меньше допустимой, получим диаметр сепарационной части:

$$D_c = \sqrt{4W/(3600\rho_n w_{\text{доп}} 0,8\pi)} = \sqrt{944,9 \cdot 4/(3600 \cdot 0,0117 \cdot 7,14 \cdot 0,8 \cdot 3,14)} = 2,24 \text{ м}.$$

Для упрощения конструкции аппарата примем диаметры испарителя и сепаратора равными: $D_n = D_c = 2,8 \text{ м}$.

Объем парового пространства испарителя находят, зная напряжение парового пространства, являющееся функцией от давления в испарителе. По графику $\sigma_v = f(P_n)$, приведенному в [5], получим: $\sigma_v = 4500 \text{ ч}^{-1}$

Объем парового пространства

$$V = W/(\rho_n \sigma_v) = 944,9/(0,0117 \cdot 4500) = 17,94 \text{ м}^3.$$

Высота сепарационной части испарителя

$$H_c = V/(0,785D_n^2) = 17,94/(0,785 \cdot 2,8^2) = 2,8 \text{ м}.$$

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Веригин А. Н., Шупляк И. А., Михалев М. Ф. Кристаллизация в дисперсных системах. Инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1986. 248 с.
2. Пономаренко В. Г., Ткаченко К. П., Курлянд Ю. А. Кристаллизация в псевдооживленном слое. Киев: Техника, 1972. 131 с.
3. Лурье Ю. Ю. Справочник по аналитической химии. М.: Химия, 1979. 480 с.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. М.: Химия, 1973. 750 с.
5. Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1968. 848 с.

РАСЧЕТ УСТАНОВОК МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- F — поверхность мембраны;
 G — удельная производительность мембраны;
 L — расход жидкости или газа;
 ΔH — теплота гидратации иона;
 x — концентрация растворенного вещества в процессах разделения жидких растворов и концентрация лучше проникающего компонента в процессах разделения газов;
 α — идеальный коэффициент разделения;
 π — осмотическое давление;
 φ — наблюдаемая селективность мембраны;
 φ_i — истинная селективность мембраны.

ВВЕДЕНИЕ

Среди мембранных методов разделения *жидких смесей* важное место занимают обратный осмос и ультрафильтрация [1—3]. В последние годы их начали применять для опреснения соленых вод, очистки сточных вод, получения воды повышенного качества, концентрирования технологических растворов в химической, пищевой, микробиологической и других отраслях промышленности. Обратный осмос и ультрафильтрация основаны на фильтровании растворов под давлением, превышающим осмотическое, через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель, но задерживающие растворенные вещества (низкомолекулярные при обратном осмосе и высокомолекулярные при ультрафильтрации). Разделение проходит при температуре окружающей среды без фазовых превращений, поэтому затраты энергии значительно меньше, чем в большинстве других методов разделения (таких как ректификация, кристаллизация, выпаривание и др.). Малая энергоемкость и сравнительная простота аппаратного оформления обеспечивают высокую экономическую эффективность указанных процессов.

При проведении обратного осмоса и ультрафильтрации получают два раствора: один (*ретант, или концентрат*) обогащен растворенными веществами, другой (*пермеат, или фильтрат*) обеднен ими. Если каждый из этих растворов является готовым продуктом (например, концентрат — технологический раствор заданной концентрации, а пермеат — чистая вода, пригодная для использования на производстве), обратный осмос или ультрафильтрация может быть единственным массообменным процессом в схеме разделения. Однако на практике чаще встречаются случаи, когда концентрат должен подвергаться более значительному концентрированию, чем может обеспечить обратный осмос или ультрафильтрация, либо пермеат требует более глубокой очистки.

Поэтому наибольший интерес при выполнении курсового проекта представляют комплексные схемы, включающие наряду с обратным осмосом и ультрафильтрацией другие процессы разделения (например, выпаривание, ионный обмен). В данной главе рассматривается методика расчета мембранных процессов, поскольку вопросы расчета остальных процессов, входящих в комплексные схемы, подробно освещены в других разделах пособия.

Процесс мембранного разделения *газов* в настоящее время используют для решения ограниченного числа задач, что связано с необходимостью получения в каждом конкретном случае полупроницаемой мембраны, обладающей высокой селективностью и проницаемостью по компонентам данной смеси. Наиболее изучены следующие процессы мембранного разделения газов: получение воздуха, обогащенного кислородом; получение азота; концентрирование водорода продувочных газов синтеза аммиака и нефтепродуктов; выделение гелия, диоксида углерода и сероводорода из природных газов; получение и поддержание состава газовой среды, обеспечивающего длительную сохранность овощей и фруктов.

Вопросы расчета мембранного газоразделения разработаны недостаточно. Частично они отражены в монографиях [1, 2]. Приведенная в настоящем пособии методика рекомендуется для ориентировочных расчетов. Следует заметить, однако, что она может оказаться весьма полезной при выполнении технико-экономического сравнения мембранного разделения с альтернативными методами разделения газовых смесей.

11.1. УСТАНОВКА ОБРАТНОГО ОСМОСА

Здесь рассматривается технологическая схема концентрирования растворов, в которой основным узлом является установка обратного осмоса. Ее использование позволяет существенно снизить общие затраты на процесс концентрирования, поскольку большая часть воды удаляется этим высокоэкономичным методом и лишь малая часть — сравнительно дорогим методом (выпариванием).

Технологическая схема установки представлена на рис. 11.1. Исходный раствор неорганической соли из емкости 1 подается насосом 2 на песочный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Далее раствор насосом высокого давления 4 подается в аппараты обратного осмоса 5, где его концентрация повышается в несколько раз. Концентрат подогревается в теплообменнике 6 и направляется для окончательного концентрирования в выпарной аппарат 7, работающий под избыточным давлением. (В случае больших производительностей целесообразно для экономии греющего пара использовать многокорпусную выпарную установку.) Упаренный раствор стекает в емкость 8. Пермеат из аппаратов обратного осмоса возвращается для использования на производстве либо сбрасывается в канализацию, в зависимости от его качества. Вторичный пар из выпарного аппарата 7 направляется для обогрева других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 6. (В схеме может быть предусмотрена система вентиля для отключения мембранных аппаратов, вышедших из строя, и их замены без прекращения работы установки.)

Задание на проектирование. Спроектировать установку для концентрирования 5,56 кг/с водного раствора CaCl_2 от концентрации 0,8 % до 30 % (масс.). Первичное концентрирование провести обратным осмосом, окончательное — выпариванием. Потери соли с пермеатом не должны превышать 10 % от ее количества, содержащегося в исходном растворе.

11.1.1. Степень концентрирования на ступени обратного осмоса

При концентрировании разбавленных растворов обратный осмос экономичнее выпаривания. Однако начиная с концентраций растворенных веществ 0,2—0,4 моль/л воды, характеристики обратного осмоса начинают ухудшаться: становится существенным снижение удельной производительности мембран и начинает уменьшаться их селективность, которая для разбавленных растворов (при концентрациях не менее $2 \cdot 10^{-4}$ моль/л)

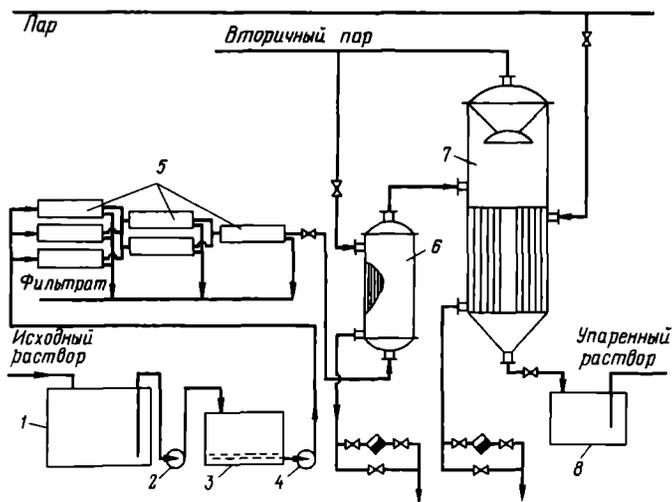


Рис. 11.1. Технологическая схема установки для концентрирования растворов с применением обратного осмоса:

1 — емкость для исходного раствора; 2 — насос низкого давления; 3 — фильтр; 4 — насос высокого давления; 5 — аппараты обратного осмоса; 6 — теплообменник; 7 — выпарной аппарат; 8 — емкость для упаренного раствора

остаётся примерно постоянной. Это приводит к увеличению необходимой поверхности мембран и ухудшению качества пермеата, что снижает экономичность обратного осмоса. Поэтому примем концентрацию 0,3 моль/л воды в качестве конечной для ступени обратного осмоса. (Наиболее правильный путь — определять эту концентрацию на основе технико-экономических расчетов.)

С помощью данных, приведенных в Приложении 11.1, находим, что выбранное значение соответствует концентрации 3,2 % (масс.) Таким образом, в аппаратах обратного осмоса раствор концентрируется от начальной концентрации $x_{1н}=0,8$ % (масс.) до конечной $x_{1к}=3,2$ % (масс.). Степень концентрирования $K=x_{1к}/x_{1н}=3,2/0,8=4$.

11.1.2. Выбор рабочей температуры и перепада давления через мембрану

С повышением температуры разделяемого раствора селективность мембран изменяется мало, а удельная производительность увеличивается в первом приближении обратно пропорционально вязкости пермеата (в том диапазоне температур, где мембраны не разрушаются от термических воздействий). Однако с повышением температуры возрастает скорость гидролиза полимерных мембран и сокращается срок их службы. Учитывая это, а также то, что использование теплообменников усложняет и удорожает процесс, обратный осмос целесообразно проводить при температуре окружающей среды (обычно 20—25 °С). В тех случаях, когда технологический раствор, подвергаемый разделению, уже имеет повышенную температуру, экономически оправдана работа и при температурах выше 25 °С.

С увеличением перепада рабочего давления через мембрану возрастает движущая сила обратного осмоса и увеличивается удельная производительность мембран. Однако при высоких давлениях полимерные мембраны подвергаются уплотнению, которое при определенном давлении, зависящем от структуры мембраны, может нейтрализовать эффект, связанный с повышением движущей силы. Кроме того, при высоких давлениях мембраны быстрее загрязняются взвешенными в растворе микрочастицами, поскольку в этих условиях загрязняющим частицам легче внедриться в поры мембраны, а на поверхности мембраны образуется более плотный осадок задержанных микрочастиц. Практика применения обратного осмоса показывает, что в условиях длительной эксплуатации оптимальный перепад давления для полимерных плоских мембран составляет 5—6 МПа, а для мембран в виде полых волокон — 2—3 МПа.

Выбираем $t=25$ °С, $\Delta p=5$ МПа.

11.1.3. Выбор мембраны

При выборе мембраны следует исходить из того, что она должна обладать максимальной удельной производительностью при селективности, обеспечивающей выполнение требований к качеству пермеата (соответствие санитарным нормам или нормам на техническую воду, допустимым потерям растворенного вещества и т. п.). Кроме того, мембрана должна обладать высокой химической стойкостью по отношению к разделяемому раствору.

При работе на нейтральных растворах наибольшее распространение получили ацетатцеллюлозные мембраны, которые характеризуются хорошими разделительными свойствами, но не являются химически стойкими в щелочных и сильнокислых средах (рабочий диапазон $3 < \text{pH} < 8$). Поскольку растворы CaCl_2 укладываются в этот диапазон, последующий выбор проводим из ацетатцеллюлозных мембран.

Предварительно проводим подбор мембраны по истинной селективности φ_n , от которой затем следует перейти к наблюдаемой φ с учетом концентрационной поляризации в реальных мембранных аппаратах [3]. Истинная селективность $\varphi_n=(x_3-x_2)/x_3$, а наблюдаемая $\varphi=(x_1-x_2)/x_1$ (где x_1 , x_2 и x_3 — концентрация соли в произвольном сечении аппарата соответственно в объеме разделяемого раствора, в пермеате и у поверхности мембраны со стороны разделяемого раствора).

Истинную селективность мембран по отношению к сильным электролитам можно рассчитать по формуле

$$\lg(1 - \varphi_n) = a - b \lg(\Delta H_{c.r.}/Z_m), \quad (11.1)$$

где a и b — константы для данной мембраны при определенных давлении и температуре; $\Delta H_{c.r.}$ — среднее геометрическое значение теплот гидратации ионов, образующих соль; Z_m — валентность иона с меньшей теплотой гидратации.

Формула (11.1) с высокой точностью применима в диапазоне концентраций от $2 \cdot 10^{-4}$ до $2 \cdot 10^{-1}$ моль/л и приближенно — до концентрации $4 \cdot 10^{-1}$ моль/л.

Ниже представлены характеристики ацетатцеллюлозных мембран для обратного осмоса, выпускаемых в СССР (характеристики установлены при перепаде рабочего давления через мембрану $\Delta p = 5$ МПа и рабочей температуре $t = 25$ °С, что соответствует выбранным нами рабочим параметрам; в качестве удельной производительности по воде указаны средние значения за длительный период эксплуатации; значения констант a и b отвечают размерности ΔH в кДж/моль):

Марка мембраны	Удельная производительность по воде $G_0 \cdot 10^3$, кг/(м ² ·с)	Константы уравнения (11.1)	
		a	b
МГА-100	1,4	6,70	3,215
МГА-95	2,3	3,47	1,844
МГА-90	3,0	2,67	1,420
МГА-80	4,9	1,00	0,625

Значения теплот гидратации ионов, необходимые для расчета по уравнению (11.1), приведены в Приложении 11.2.

Для рассматриваемого случая $\Delta H_{Ca^{2+}} = 1616$ кДж/моль, $\Delta H_{Cl^-} = 352$ кДж/моль, $Z_m = Z_{Cl^-} = 1$. Тогда

$$\Delta H_{c.r.} = \sqrt[3]{1616 \cdot 352 \cdot 352} = 584 \text{ кДж/моль.}$$

Рассчитаем истинную селективность для мембраны МГА-100:

$$\lg(1 - \varphi_n) = 6,70 - 3,215 \lg 584 = \bar{3},820;$$

$$1 - \varphi_n = 0,0066; \quad \varphi_n = 0,993.$$

Аналогичным образом определим истинную селективность для остальных мембран. Получим:

Мембрана	МГА-100	МГА-95	МГА-90	МГА-80
φ_n	0,993	0,977	0,945	0,814

Приняв в первом приближении, что наблюдаемая селективность равна истинной, определим среднюю концентрацию \bar{x}_2 растворенного вещества в пермеате по формуле

$$\bar{x}_2 = x_{1,n} (1 - K^{-(1-\varphi)/\varphi}) / (1 - K^{-1/\varphi}). \quad (11.2)$$

Расчет начнем с наиболее производительной мембраны МГА-80:

$$\bar{x}_2 = 0,008 (1 - 4^{-(1-0,814)/0,814}) / (1 - 4^{-1/0,814}) = 0,0028 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

Расход пермеата L_n найдем по формуле

$$L_n = L_m (1 - K^{-1/\varphi}), \quad (11.3)$$

где L_m — расход исходного раствора.

Тогда

$$L_n = 5,56 (1 - 4^{-1/0,814}) = 4,55 \text{ кг/с.}$$

11.1.3. Расход соли с исходным раствором

$$L_n x_{1n} = 5,56 \cdot 0,008 = 0,0445 \text{ кг/с.}$$

Потери соли с пермеатом

$$L_n \bar{x}_2 = 4,55 \cdot 0,0028 = 0,0128 \text{ кг/с,}$$

что в процентах от количества, содержащегося в исходном растворе, составит: $0,0128 \times 100 / 0,0445 = 28,7 \%$.

Полученное значение больше допустимого (10 %), поэтому рассмотрим следующую по удельной производительности мембрану — МГА-90:

$$\bar{x}_2 = 0,008(1 - 4^{-(1-0,945)/0,945}) / (1 - 4^{-1/0,945}) = 0,000806 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$L_n = 5,56(1 - 4^{-1/0,945}) = 4,28 \text{ кг/с;}$$

$$L_n \bar{x}_2 = 4,28 \cdot 0,000806 = 0,00345 \text{ кг/с.}$$

Потери соли в процентах от количества, содержащегося в исходном растворе: $0,00345 \cdot 100 / 0,0445 = 7,75 \%$.

Это значение находится в пределах допустимого, поэтому выбираем для дальнейших расчетов мембрану МГА-90, имеющую селективность по CaCl_2 $\varphi_n = 0,945$ и удельную производительность по воде $G_0 = 3,0 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

11.1.4. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран

Удельная производительность мембран по воде G_n при разделении обратным осмосом водных растворов электролитов в общем случае определяется соотношением

$$G_n = c_n A_n [\Delta p - (\pi_3 - \pi_2)] / \mu_n, \quad (11.4)$$

где c_n — доля свободной воды в разделяемом растворе (т. е. воды, не связанной в первичных гидратных оболочках ионов); A_n — константа для данной мембраны в определенном диапазоне изменения давления и температуры; μ_n — вязкость пермеата; Δp — перепад рабочего давления через мембрану; π_3 — осмотическое давление разделяемого раствора у поверхности мембраны; π_2 — осмотическое давление пермеата.

При концентрациях электролита, не превышающих 0,4 моль/л воды, можно считать, что удельная производительность по воде равна удельной производительности по пермеату G , доля свободной воды $c_n = 1$, вязкость пермеата равна вязкости воды и не меняется в процессе концентрирования раствора.

В этих условиях применимо уравнение

$$G = A [\Delta p - (\pi_3 - \pi_2)], \quad (11.5)$$

где $A = G_0 / \Delta p$ — константа проницаемости мембраны по воде.

В первом приближении пренебрегаем влиянием концентрационной поляризации и будем считать, что осмотическое давление у поверхности мембраны равно осмотическому давлению в объеме разделяемого раствора: $\pi_3 = \pi_1$. Примем также, что осмотическое давление пермеата пренебрежимо мало: $\pi_2 = 0$.

С учетом этих допущений перепишем выражение (11.5) в виде:

$$G = G_0 (1 - \pi_1 / \Delta p). \quad (11.6)$$

По данным Приложения 11.1 строим график зависимости осмотического давления от концентрации CaCl_2 (рис. 11.2). По графику находим $\pi_{1n} = 0,46 \text{ МПа}$; $\pi_{1к} = 2,0 \text{ МПа}$.

Удельная производительность на входе разделяемого раствора в аппараты обратного осмоса и на выходе соответственно равна:

$$G_n = G_0 (1 - \pi_{1n} / \Delta p) = 3,0 \cdot 10^{-3} (1 - 0,46/5) = 2,7 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с);}$$

$$G_k = G_0 (1 - \pi_{1к} / \Delta p) = 3,0 \cdot 10^{-3} (1 - 2/5) = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

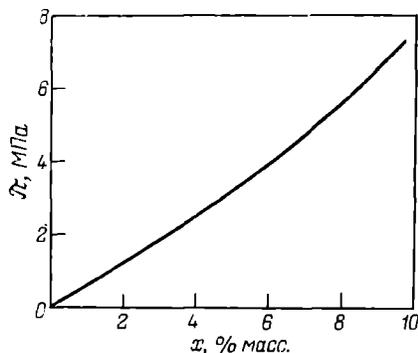


Рис. 11.2. Зависимость осмотического давления водного раствора CaCl_2 от его концентрации при температуре 25°C

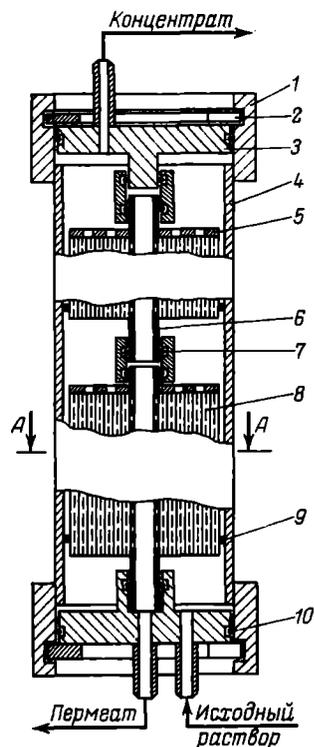
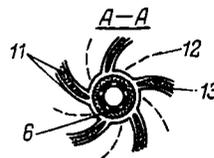


Рис. 11.3. Схema устройства аппарата рулонного типа:

1 — пакидное кольцо; 2 — упорное кольцо; 3 — крышка; 4 — корпус; 5 — решетка; 6 — трубка для отвода пермеата; 7 — резиновое кольцо; 8 — рулонный модуль; 9 — резиновая манжета; 10 — резиновое кольцо; 11 — мембрана, 12 — сетка-сепаратор; 13 — дренажный слой



В первом приближении принимаем, что средняя удельная производительность мембран может быть выражена как средняя арифметическая величина:

$$G = (G_n + G_k) / 2 = (2,7 + 1,8) \cdot 10^{-3} / 2 = 2,25 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тогда рабочая поверхность мембран составит

$$F = L_v / G = 4,28 / (2,25 \cdot 10^{-3}) = 1900 \text{ м}^2$$

11.1.5. Выбор аппарата и определение его основных характеристик

Среди мембранных аппаратов наиболее распространены аппараты с рулонными (спиральными) фильтрующими элементами, с плоскокамерными фильтрующими элементами (типа «фильтр-пресс»), с трубчатыми фильтрующими элементами, с мембранами в виде полых волокон. В установках большой производительности целесообразно использовать аппараты первого или четвертого типа как наиболее компактные (ввиду высокой удельной поверхности мембран).

Ориентируясь на отечественную аппаратуру, выберем аппараты рулонного типа. Среди них наиболее перспективны аппараты, каждый модуль которых состоит из нескольких совместно навитых рулонных фильтрующих элементов (РФЭ). Такая конструкция позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление дренажа потоку пермеата благодаря тому, что путь, проходимый пермеатом в дренаже, обратно пропорционален

числу совместно навитых РФЭ. Выберем аппарат с РФЭ типа ЭРО-Э-6,5/900, выпускаемые серийно отечественной промышленностью.

Аппарат (см. рис. 11.3) состоит из корпуса 4, выполненного в виде трубы из нержавеющей стали, в которой размещается от одного до четырех рулонных модулей 8. Модуль формируется павивкой пяти мембранных пакетов на пермеатоотводящую трубку 6. Пакет образуют две мембраны 11, между которыми расположен дренажный слой 13. Мембранный пакет герметично соединен с пермеатоотводящей трубкой, кромки его также герметизируют, чтобы предотвратить смешение разделяемого раствора с пермеатом. Для создания необходимого зазора между мембранными пакетами при навивке модуля вкладывают крупноячеистую сетку-сепаратор 12, благодаря чему образуются напорные каналы для прохождения разделяемого раствора.

Герметизация пермеатоотводящих трубок в аппарате обеспечивается резиновыми кольцами 7. Герметизация корпуса осуществляется с помощью крышек 3, резиновых колец 10 и упорных разрезных колец 2, помещаемых в прорези накидного кольца 1, привариваемого к корпусу 4.

Исходный раствор через штуцер поступает в аппарат и проходит через витки модуля (напорные каналы) в осевом направлении. Последовательно проходя все модули, раствор концентрируется и удаляется из аппарата через штуцер отвода концентрата. Прошедший через мембраны пермеат транспортируется по дренажному слою к пермеатоотводящей трубке, проходит через отверстия в ее стенке и внутри трубки движется к выходному штуцеру.

С целью предотвращения телескопического эффекта (возникающего вследствие разности давлений у торцов модулей и приводящего к сдвигу слоев навивки в осевом направлении) у заднего торца модуля устанавливают антителескопическую решетку 5, в которую он упирается.

Байпасирование жидкости в аппарате предотвращено резиновой манжетой 9, перекрывающей зазор между рулонным модулем и внутренней стенкой корпуса.

Основные характеристики аппарата ЭРО-Э-6,5/900 приведены ниже:

Длина рулонного модуля l_m , м	0,90
Длина пакета l_n , м	0,95
Ширина пакета b_n , м	0,83
Высота напорного канала, равная толщине сетки-сепаратора δ_c , м	$5 \cdot 10^{-4}$
Толщина дренажной сетки δ_3 , м	$3 \cdot 10^{-4}$
Толщина подложки δ_1 , м	$1 \cdot 10^{-4}$
Толщина мембраны δ_2 , м	$1 \cdot 10^{-4}$
Число элементов в модуле n	5
Материал корпуса	Сталь X18H10T
Диаметр корпуса, мм	130×5
Толщина крышки, м	$2,5 \cdot 10^{-2}$
Диаметр крышки, м	0,108

Определим параметры аппарата, необходимые для расчетов.

Поверхность мембран в одном элементе определяется произведением $2l_n b_n$. Учитывая, что часть этой поверхности используется для склеивания пакетов (примерно на длине 0,05 м) и не участвует в процессе обратного осмоса, рабочую поверхность мембран в одном элементе F_3 определим по соотношению

$$F_3 = 2(l_n - 0,05)(b_n - 2 \cdot 0,05) = 2(0,95 - 0,05)(0,83 - 0,1) = 1,315 \text{ м}^2.$$

Рабочая поверхность мембран в одном модуле F_m равна произведению F_3 на число элементов в модуле:

$$F_m = F_3 n = 1,315 \cdot 5 = 6,57 \text{ м}^2.$$

Примем, что аппарат состоит из двух модулей. Тогда рабочая поверхность мембран в аппарате

$$F_s = 2F_m = 13,14 \text{ м}^2 \approx 13 \text{ м}^2.$$

Сечение аппарата, по которому проходит разделяемый раствор

гид

$$S_c = n_s \delta_c (l_n - 0,05) = 5 \cdot 5 \cdot 10^{-4} \cdot 0,9 = 2,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Общее число аппаратов в мембранной установке

$$n = F/F_n = 1900/13 = 146.$$

11.1.6. Секционирование аппаратов в установке

Проведем секционирование аппаратов в установке, т. е. определим число последовательно соединенных секций, в каждой из которых разделяемый раствор подается одновременно (параллельно) во все аппараты.

Необходимость секционирования обусловлена тем, что при параллельном соединении всех аппаратов велико отрицательное влияние концентрационной поляризации, а при последовательном соединении чрезмерно велико гидравлическое сопротивление потоку разделяемого раствора.

При секционировании будем исходить из условий примерного равенства средних скоростей разделяемого раствора в каждом аппарате каждой секции и постоянства снижения расхода по длине аппарата:

$$\bar{L}_i = (L_{ni} + L_{ki})/2n_i = \text{const}; \quad (11.7)$$

$$q = L_{ni}/L_{ki} = \text{const}, \quad (11.8)$$

где L_{ni} , L_{ki} — соответственно начальный и конечный расход разделяемого раствора в i -й секции; n_i — число аппаратов в i -й секции.

Для упрощения расчетов в выражении (11.7) вместо средней скорости используем средний массовый расход разделяемого раствора в каждом аппарате i -й секции \bar{L}_i , поскольку плотность раствора в процессе концентрирования меняется незначительно, а сечение аппаратов постоянно.

Представим расход раствора на выходе из секции как разницу между расходом раствора на входе в секцию и расходом пермеата в секции (при этом расход пермеата в каждом аппарате $L_{па}$ будем считать постоянным, равным расходу при средней удельной производительности мембран):

$$L_{ki} = L_{ni} - L_{па}n_i. \quad (11.9)$$

Подставляя в соотношение (11.9) значение L_{ki} из выражения (11.8) и решая преобразованное уравнение относительно числа аппаратов в i -й секции, получим:

$$n_i = L_{ni}(1 - 1/q)/L_{па}. \quad (11.10)$$

Выражение (11.10) определяет число аппаратов в каждой секции, отвечающее принятому значению q .

Начальный расход разделяемого раствора в каждой секции, начиная со второй, равен конечному расходу в предыдущей секции:

$$L_{ni} = L_{n(i-1)}. \quad (11.11)$$

Отсюда с учетом (11.8), зная расход исходного раствора L_n , получим:

$$L_{ni} = L_{n(i-1)}/q = L_n/q^{i-1} \quad (11.12)$$

Преобразуем выражение (11.10) с учетом соотношения (11.12):

$$n_i = L_n(1 - 1/q)/(q^{i-1}L_{па}). \quad (11.13)$$

Тогда для первой секции

$$n_1 = L_n(1 - 1/q)/L_{па}. \quad (11.14)$$

Сравнивая соотношения (11.13) и (11.14), можно увидеть, что

$$n_i = n_1/q^{i-1} \quad (11.15)$$

Проверим справедливость условия (11.7), т. е. соблюдение постоянства среднего расхода (скорости) в каждом аппарате каждой секции:

$$\bar{L}_i = \frac{L_{ni} + L_{ki}}{2n_i} = \frac{L_n/q^{j-1} + L_n/(q^{j-1}/q)}{2L_n(1-1/q)/(q^{j-1}L_{na})} = \frac{L_{na}(q+1)}{2(q-1)}. \quad (11.16)$$

Отсюда видно, что с учетом принятых допущений условие (11.7) соблюдается.

Для проведения операции секционирования необходимо выбрать допустимое снижение расхода по длине аппарата q . Быстрое снижение расхода разделяемого раствора при его течении по аппарату (вследствие образования пермеата) может приводить к осаждению на поверхности мембран взвешенных микрочастиц, что ухудшает характеристики разделения. С другой стороны, небольшое изменение расхода по длине аппарата возможно лишь при последовательном соединении всех аппаратов или же при чрезмерно большом числе секций, что приведет к значительному гидравлическому сопротивлению. Поэтому выбор величины q должен являться задачей технико-экономического расчета. Упрощенно значение q можно найти, исходя из оптимального расхода разделяемого раствора, подаваемого в аппарат с модулями определенного типа. При этом под оптимальным понимают такой расход, который обеспечивает приемлемое снижение концентрационной поляризации при относительно небольшом гидравлическом сопротивлении. Для модулей ЭРО-Э-6,5/900 экспериментально установлено, что оптимальный расход составляет 1000 л/ч (0,278 кг/с).

Тогда число аппаратов в первой секции можно найти, разделив расход исходного раствора на значение оптимального расхода для каждого аппарата: $n_1 = 5,56/0,278 = 20$.

Из формулы (11.14) найдем значение q , соответствующее данному значению n_1 :

$$1 - 1/q = n_1 L_{na}/L_n,$$

откуда

$$q = 1/(1 - n_1 L_{na}/L_n) = 1/(1 - n_1 \bar{G}F_a/L_n) = 1/(1 - 20 \cdot 2,25 \cdot 10^{-3} \cdot 13/5,56) = 1,117$$

Далее, используя это значение q , по формуле (11.15) определим число аппаратов в последующих секциях:

$$\begin{aligned} n_2 &= 20/1,117 = 17,9 = 18; & n_3 &= 20/1,117^2 = 16,1 = 16; \\ n_4 &= 20/1,117^3 = 14,4 = 14; & n_5 &= 20/1,117^4 = 12,9 = 13; \\ n_6 &= 20/1,117^5 = 11,5 = 12; & n_7 &= 20/1,117^6 = 10,3 = 10; \\ n_8 &= 20/1,117^7 = 9,3 = 9; & n_9 &= 20/1,117^8 = 8,3 = 8; \\ n_{10} &= 20/1,117^9 = 7,4 = 7; & n_{11} &= 20/1,117^{10} = 6,7 = 7; \\ n_{12} &= 20/1,117^{11} = 6; & n_{13} &= 20/1,117^{12} = 5,3 = 5; \\ & & n_{14} &= 20/1,117^{13} = 4,8 = 5. \end{aligned}$$

Суммируя число аппаратов, замечаем, что

$$\sum_{i=1}^{13} n_i = 145, \quad \text{а} \quad \sum_{i=1}^{14} n_i = 150,$$

т. е. в случае 13 секций недостает одного аппарата до общего числа 146, а в случае 14 секций появляется четыре избыточных аппарата. Ограничимся 13 секциями, добавив один аппарат к первой секции. (Поскольку в первой секции установлено больше всего аппаратов, то изменение их числа на единицу мало отразится на скоростях потоков. В общем случае, если возникнет необходимость перераспределения двух и более аппаратов, следует добавлять или убавлять их пропорционально рассчитанному числу аппаратов в секциях.)

На основании полученных данных имеем:

Секция	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Число аппаратов в секции	21	18	16	14	13	12	10	9	8	7	7	6	5

11.1.7. Расчет наблюдаемой селективности мембран

Наблюдаемую селективность рассчитываем по формуле:

$$\lg \frac{1-\varphi}{\varphi} = \frac{U}{2,3\beta} + \lg \frac{1-\varphi_n}{\varphi_n}, \quad (11.17)$$

где U — скорость движения раствора по направлению к мембране, вызванного отводом пермеата; β — коэффициент массоотдачи растворенного вещества от поверхности мембраны к ядру потока разделяемого раствора.

Коэффициент массоотдачи β определяем из диффузионного критерия Нуссельта Nu' . При расчетах будем считать канал, по которому движется разделяемый раствор, полым, т. е. пренебрежем влиянием на массообмен сепарирующей сетки. При этом мы вносим некоторую погрешность в сторону занижения наблюдаемой селективности, что обеспечивает определенный запас селективности на возможные дефекты в мембране.

Проведем расчеты при средних значениях рабочих параметров установки.

Средняя удельная производительность $\bar{G} = 2,25 \cdot 10^{-3}$ кг/(м²·с); средняя концентрация

$$\bar{x}_1 = (x_{1н} + x_{1к})/2 = (0,8 + 3,2)/2 = 2\% \text{ (масс.)}.$$

Средняя линейная скорость движения разделяемого раствора в каналах мембранных аппаратов

$$\bar{w} = (w_n + w_k)/2 = [L_n/(\rho_n S_{cн}) + L_k/(\rho_k S_{cк})]/2,$$

где L_k — расход концентрата. Подставив значения, получим:

$$\bar{w} = [5,56/(1004 \cdot 2,25 \cdot 10^{-3} \cdot 21) + 1,28/(1023 \cdot 2,25 \cdot 10^{-3} \cdot 5)]/2 = 0,114 \text{ м/с}.$$

Значения плотности ρ и нужные для последующих расчетов значения коэффициентов кинематической вязкости ν и диффузии D находим, пользуясь данными Приложения 11.1.

Определим режим течения раствора. Эквивалентный диаметр кольцевого канала

$$d_s = 2\delta_c = 2 \cdot 5 \cdot 10^{-4} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \bar{w}d_s/\nu = 0,114 \cdot 1 \cdot 10^{-3}/(0,934 \cdot 10^{-6}) = 122.$$

Таким образом, в аппаратах ламинарный режим течения разделяемого раствора.

Для нахождения среднего по длине канала значения Nu' в случае ламинарного потока в щелевых и кольцевых каналах можно использовать критериальное уравнение

$$Nu' = 1,67Re^{0,34}(Pr')^{0,33}(d_s/l)^{0,3}, \quad (11.18)$$

где $Pr' = \nu/D$ — диффузионный критерий Прандтля; l — длина канала, равная ширине пакета.

Критериальные уравнения для расчета Nu' при других условиях приведены в монографии [2]

Подставив численные значения, получим:

$$Pr' = 0,934 \cdot 10^{-6}/(1,281 \cdot 10^{-9}) = 729;$$

$$Nu' = 1,67 \cdot 122^{0,34} \cdot 729^{0,33} (1 \cdot 10^{-3}/0,83)^{0,3} = 10,25.$$

Коэффициент массоотдачи

$$\beta = Nu'D/d_s = 10,25 \cdot 1,281 \cdot 10^{-9}/(1 \cdot 10^{-3}) = 1,31 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Поперечный поток

$$U = \bar{G}/\rho = 2,25 \cdot 10^{-3}/1014 = 2,219 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}.$$

Теперь рассчитаем наблюдаемую селективность по формуле (11.17):

$$\lg \frac{1-\varphi}{\varphi} = \frac{2,219 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,31 \cdot 10^{-5}} + \lg \frac{1-0,945}{0,945},$$

откуда $\varphi = 0,932$.

Проверим пригодность выбранной мембраны. Для этого по формуле (11.2) определим концентрацию соли в пермеате, используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$\bar{x}_2 = 0,008(1 - 4^{-(1-0,932)/0,932}) / (1 - 4^{-1/0,932}) = 0,000994 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

По формуле (11.3) найдем расход пермеата:

$$L_n = 5,56(1 - 4^{-1/0,932}) = 4,3 \text{ кг/с.}$$

Потери соли с пермеатом

$$L_n \bar{x}_2 = 4,3 \cdot 0,000994 = 0,00427 \text{ кг/с,}$$

что в процентах от исходного содержания составляет $0,00427 \cdot 100 / 0,0445 = 9,6 \%$. Это значение меньше допустимого (10 %), поэтому нет необходимости перехода к более селективным мембранам.

11.1.8. Уточненный расчет поверхности мембран

Рассчитаем удельную производительность мембран по формуле (11.5) с учетом осмотического давления раствора у поверхности мембраны и пермеата. Необходимые для расчета концентрации x_3 и x_2 найдем следующим путем. Согласно определению,

$$\varphi = (x_1 - x_2) / x_1; \quad \varphi_n = (x_3 - x_2) / x_3.$$

Отсюда для каждого поперечного сечения можно записать:

$$x_2 = (1 - \varphi)x_1 = (1 - \varphi_n)x_3; \quad x_3 = x_2 / (1 - \varphi_n).$$

Рассмотрим два крайних сечения.

Сечение на входе в аппараты первой секции:

$$x_{2н} = (1 - \varphi)x_{1н} = (1 - 0,932)0,008 = 0,000544 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$x_{3н} = x_{2н} / (1 - \varphi_n) = 0,000544 / (1 - 0,945) = 0,00989 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

По графику (см. рис. 11.2) находим:

$$\pi_{3н} = 0,6 \text{ МПа;} \quad \pi_{2н} = 0,03 \text{ МПа;}$$

$$G_n = A [\Delta p - (\pi_{3н} - \pi_{2н})] = \frac{G_0}{\Delta p} [\Delta p - (\pi_{3н} - \pi_{2н})] = G_0 [1 - (\pi_{3н} - \pi_{2н}) / \Delta p] = \\ = 3,0 \cdot 10^{-3} [1 - (0,60 - 0,03) / 5] = 2,66 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Сечение на выходе из аппаратов последней секции:

$$x_{2к} = (1 - \varphi)x_{1к} = (1 - 0,932)0,032 = 0,00218 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$x_{3к} = x_{2к} / (1 - \varphi_n) = 0,002176 / (1 - 0,945) = 0,0396 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$\pi_{3к} = 2,40 \text{ МПа;} \quad \pi_{2к} = 0,12 \text{ МПа;}$$

$$G_k = 3,0 \cdot 10^{-3} [1 - (2,40 - 0,12) / 5] = 1,63 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Выразим удельную производительность в виде функции от концентрации раствора по уравнению

$$G = G_0 - cx_1, \quad (11.19)$$

где c — константа для данной системы.

Найдем значение c для крайних сечений:

$$c_n = (G_0 - G_n) / x_{1n} = (3,0 - 2,66) 10^{-3} / 0,008 = 0,0425;$$

$$c_k = (G_0 - G_k) / x_{1k} = (3,0 - 1,63) 10^{-3} / 0,032 = 0,0428.$$

Разница между полученными значениями, выраженная в процентах, составляет:

$$(c_k - c_n) 100 / c_k = (0,0428 - 0,0425) 100 / 0,0428 = 0,7 \%$$

Это расхождение невелико, поэтому уравнение (11.19) применимо ко всей установке при использовании среднеарифметического значения c :

$$c = (c_n + c_k) / 2 = (0,0425 + 0,0428) / 2 = 0,0426.$$

Тогда удельная производительность $G = 0,003 - 0,0426x_1$.

Рабочую поверхность мембран можно определить по формуле

$$F = \frac{L_n x_{1n}^{1/\varphi}}{\Phi} \int_{x_{1n}}^{x_{1k}} \frac{dx_1}{x_1^{(1+\varphi)/\varphi} (G_0 - cx_1)}. \quad (11.20)$$

Если бы разница между c_n и c_k превысила 20 %, то уравнение (11.20) нельзя было бы применять во всем диапазоне концентраций. Тогда следовало бы разбить интервал от x_{1n} до x_{1k} на несколько частей, найти для каждой части среднее значение \bar{c} и рассчитать рабочую поверхность каждой части отдельно.

Значение интеграла в формуле (11.20) находят методом численного или графического интегрирования. Если селективность $\varphi \geq 0,9$, то с достаточной для практики точностью можно использовать аналитическое решение уравнения (11.20), получаемое при $\varphi = 1$:

$$F = \frac{L_n x_{1n}}{G_0} \left[-\frac{c}{G_0} \ln \frac{(G_0 - cx_{1k})x_{1n}}{(G_0 - cx_{1n})x_{1k}} + \frac{1}{x_{1n}} - \frac{1}{x_{1k}} \right] \quad (11.21)$$

В нашем случае $\varphi = 0,9345 > 0,9$, поэтому воспользуемся уравнением (11.21):

$$F = \frac{5,56 \cdot 0,008}{0,003} \left[-\frac{0,0426}{0,003} \ln \frac{(0,003 - 0,0426 \cdot 0,032) 0,008}{(0,003 - 0,0426 \cdot 0,008) 0,032} + \frac{1}{0,008} - \frac{1}{0,032} \right] = 1785 \text{ м}^2$$

Расхождение со значением, полученным в первом приближении, составляет $(1900 - 1785) 100 / 1785 = 6,44 \%$.

Полученная разница не превышает 10 %, поэтому перерасчета не делаем. Если бы расхождение превысило это значение, необходимо было бы заново определить число аппаратов, провести секционирование и расчет наблюдаемой селективности, определить рабочую поверхность мембран и сопоставить ее с полученной в предыдущем расчете.

11.1.9. Расчет гидравлического сопротивления

Гидравлическое сопротивление необходимо рассчитать для определения фактического давления в аппаратах обратного осмоса (знание которого требуется при механических расчетах) и потребного напора насоса.

Развиваемое насосом давление Δp_n расходуется на создание перепада рабочего давления через мембрану Δp , преодоление гидравлического сопротивления потоку разделяемого раствора в аппаратах Δp_a и потоку пермеата в дренажах Δp_d , а также на компенсацию потерь давления на трение и местные сопротивления в трубопроводах и арматуре Δp_n и подъем раствора на определенную геометрическую высоту Δp_r :

$$\Delta p_n = \Delta p + \Delta p_a + \Delta p_d + \Delta p_n + \Delta p_r. \quad (11.22)$$

Последней составляющей в установках обратного осмоса можно пренебречь ввиду ее малости по сравнению с остальными. Потери на трение и местные сопротивления в трубопроводах и арматуре зависят от компоновки аппаратов и используемой арматуры. Для практических нужд можно приближенно считать, что Δp_n составляет 10% от Δp_a . Таким образом, выражение (11.22) преобразуется к виду:

$$\Delta p_n = \Delta p + \Delta p_a + \Delta p_d + 0,1 \Delta p_a. \quad (11.23)$$

Гидравлическое сопротивление при течении жидкости в каналах, образованных сетками-сепараторами и дренажным слоем, можно определять по формулам

$$\Delta p_a = \Delta p_{n, \kappa} \zeta_1; \quad (11.24) \quad \Delta p_d = \Delta p_{n, \kappa} \zeta_2, \quad (11.25)$$

где $\Delta p_{n, \kappa}$ — гидравлическое сопротивление полых каналов; ζ_1 и ζ_2 — коэффициенты, зависящие от вида сепарирующей сетки и дренажного материала. Обычно $\zeta_1 = 5-10$, $\zeta_2 = 100-200$. Для рассматриваемых рулонных модулей по экспериментальным данным $\zeta_1 = 5,6$.

Значение $\Delta p_{n, \kappa}$ определяют на основе общего выражения

$$\Delta p_{n, \kappa} = \lambda \frac{l}{d_s} \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (11.26)$$

При ламинарном режиме течения в кольцевых и щелевых каналах $\lambda = 96/\text{Re}$. Тогда

$$\Delta p_{n, \kappa} = 96l\rho\omega^2/(2\text{Re}d_s) = 96vl\rho\omega^2/(2wd_s d_s) = 48v\rho l\omega/d_s^2. \quad (11.27)$$

Определение Δp_a . Раствор течет от первой до последней секции в каналах кольцевого сечения вдоль оси аппаратов. Общая длина канала l равна произведению числа секций, числа модулей в аппарате и длины пути в модуле, равной ширине мембранного пакета: $l = 13 \cdot 2 \cdot 0,83 = 21,6$ м.

Поскольку скорость, плотность и вязкость разделяемого раствора мало меняются от первой к последней секции, подставим в формулу (11.27) среднеарифметические значения этих параметров на входе в первую секцию и на выходе из последней:

$$\Delta p_{n, \kappa} = 48 \cdot 0,934 \cdot 10^{-6} \cdot 1014 \cdot 21,6 \cdot 0,114 / (1 \cdot 10^{-6}) = 112\,000 \text{ Па};$$

$$\Delta p_a = 112\,000 \cdot 5,6 = 627\,000 \text{ Па}.$$

Определение Δp_d . Пермеат проходит в каналах, образованных дренажным слоем, причем его скорость изменяется от нуля на внешней поверхности элемента (спирали) до максимального значения при входе в пермеатоотводящую трубку. Общая длина канала равна длине пакета, а ширина — ширине пакета за вычетом частей, используемых для склеивания.

Поскольку дренажный материал характеризуется значительно более крупными порами, чем материал подложки, его сопротивление во много раз меньше, и можно считать, что пермеат течет только по каналу, образованному дренажной сеткой ($\delta_d = 3 \cdot 10^{-4}$ м)

Эквивалентный диаметр (в пересчете на полый канал) равен: $d_s = 2\delta_d = 6 \cdot 10^{-4}$ м

Перепад давления в произвольном сечении на участке бесконечно малой длины для полого канала составит:

$$dp = 48v\rho\omega dl/d_s^2. \quad (11.28)$$

Скорость в произвольном сечении связана с длиной канала следующим образом:

$$\omega = \frac{G \cdot 2(b_n - 2 \cdot 0,05)l}{\rho(b_n - 2 \cdot 0,05)\delta_d} = \frac{2Gl}{\rho\delta_d}, \quad (11.29)$$

где $b_n - 2 \cdot 0,05$ — ширина канала, представляющая собой ширину мембранного пакета за вычетом части, используемой для склеивания пакетов: $2(b_n - 2 \cdot 0,05)l$ — рабочая поверхность мембраны от внешней поверхности спирали до произвольного сечения на расстоянии l ; выражение $(b_n - 2 \cdot 0,05)\delta_d$ — площадь поперечного сечения канала

Подставим выражение (11.29) в соотношение (11.28):

$$dp = 48 \frac{\nu \rho 2Gl}{d_3^2 \rho \delta_d} dl = 96 \frac{\nu Gl}{d_3^2 \delta_d} dl.$$

Учитывая, что $\delta_d = d_3/2$, получим:

$$dp = 192 \nu G l dl / d_3^3.$$

Проинтегрируем левую часть от 0 до $\Delta p_{н.к}$, а правую — от 0 до $(l_n - 0,05)$:

$$\int_0^{\Delta p_{н.к}} dp = 192 \frac{\nu G}{d_3^3} \int_0^{(l_n - 0,05)} l dl;$$

$$\Delta p_{н.к} = 192 \frac{\nu G}{d_3^3} \frac{(l_n - 0,05)^2}{2} = 96 \frac{\nu G (l_n - 0,05)^2}{d_3^3}. \quad (11.30)$$

Проведем расчет по формуле (11.30), используя среднеарифметическое значение удельной производительности мембран:

$$\bar{G} = (G_n + G_k) / 2 = (2,66 \cdot 10^{-3} + 1,63 \cdot 10^{-3}) / 2 = 2,14 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\Delta p_{н.к} = 96 \cdot 0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 2,14 \cdot 10^{-3} (0,95 - 0,05)^2 / (6 \cdot 10^{-4})^3 = 693 \text{ Па}.$$

Примем $\zeta_2 = 150$. Тогда $\Delta p_d = 693 \cdot 150 = 104\,000 \text{ Па}$.

Определим давление, которое должен развивать насос, по формуле (11.23):

$$\Delta p_n = 5 \cdot 10^6 + 0,627 \cdot 10^6 + 0,104 \cdot 10^6 + 0,1 \cdot 0,627 \cdot 10^6 = 5,79 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Напор насоса (при плотности исходного раствора ρ_n)

$$H = \Delta p_n / (\rho_n g) = 5,79 \cdot 10^6 / (1004 \cdot 9,81) = 588 \text{ м}.$$

На основе полученных данных подбираем насос по методике, изложенной в гл. 1.

11.2. УСТАНОВКА УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИИ

В данном разделе рассматривается технологическая схема концентрирования растворов высокомолекулярных соединений (ВМС), в которой основным узлом является установка ультрафильтрации. Концентрирование растворов ВМС путем традиционных методов (например, выпаривания) обычно неэффективно вследствие разрушения ВМС (особенно биохимических препаратов).

Практика проведения процесса ультрафильтрации показывает, что он может проходить в одном из двух режимов: предгелевом и гелевом. В первом случае концентрация у поверхности мембраны ниже концентрации гелеобразования (для полимеров — студнеобразования), во втором — концентрация ВМС достигает такого значения, что на поверхности мембраны образуется слой геля (студня). В настоящее время не существует надежных методов расчета ультрафильтрации в гелевом режиме, которые позволили бы обойтись без постановки экспериментальных исследований. Поэтому в заданиях на проектирование рекомендуется рассматривать ультрафильтрацию разбавленных растворов ВМС, для которых концентрация последних у поверхности мембраны даже с учетом концентрационной поляризации была бы меньше концентрации гелеобразования.

Ниже рассмотрена ультрафильтрация в предгелевом режиме.

Технологическая схема установки представлена на рис. 11.4. Разбавленный раствор ВМС, содержащий также неорганическую соль, из емкости 1 насосом 2 подается на песчаный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Далее раствор насосом высокого давления 4 перекачивается в аппарат ультрафильтрации 5, где концентрируется до заданной концентрации ВМС. Пермеат собирается в промежуточной емкости 6, откуда насосом 7 подается в теплообменник 8. Здесь он подогревается и направляется в выпарной аппарат 9, работающий под небольшим избыточным давлением. В выпарном аппарате концентрация неорганической соли в пермеате доводится до требуемого значения. Упаренный раствор стекает в емкость 10.

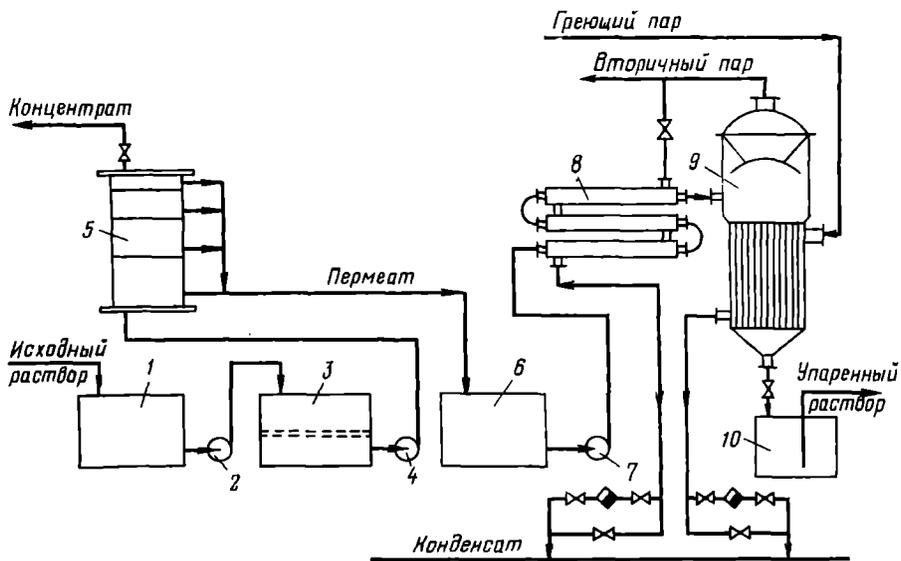


Рис. 11.4. Технологическая схема установки для концентрирования растворов с применением ультраfiltrации:

1 — емкость для исходного раствора; 2 — насос; 3 — фильтр; 4 — насос; 5 — аппарат ультраfiltrации; 6 — промежуточная емкость; 7 — насос; 8 — теплообменник; 9 — выпарной аппарат; 10 — емкость для упаренного раствора

Концентрат из аппарата ультраfiltrации возвращается в технологический процесс. Вторичный пар из выпарного аппарата 9 направляется на обогрев других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 8.

Задание на проектирование. Спроектировать установку для концентрирования 0,2 кг/с водного раствора ацилазы от концентрации 0,015 % (масс.) до 0,15 (масс.). В растворе содержится 5,5 % NaCl. Концентрирование ацилазы осуществить ультраfiltrацией. Содержание ацилазы в пермеате не должно превышать 0,003 % (масс.). Пермеат сконцентрировать в выпарном аппарате до концентрации 25 % (масс.) NaCl.

11.2.1. Выбор рабочей температуры и перепада давления через мембрану

Учитывая соображения, изложенные в разд. 11.1.2, а также возможность деструкции ферментов при повышенных температурах, прием в качестве рабочей температуры $t = 25^\circ\text{C}$.

При выборе давления следует наряду с изложенным в разд. 11.1.2 учитывать также, что ввиду малых коэффициентов диффузии ВМС концентрационная поляризация в процессе ультраfiltrации весьма значительна и может вызывать гелеобразование на мембране даже при обработке разбавленных растворов. Поэтому работа при высоких перепадах рабочего давления (более 0,3 МПа) хотя и обуславливает высокие начальные значения удельной производительности, но для длительной эксплуатации установки оказывается неприемлемой, приводя к резкому снижению удельной производительности во времени по мере нарастания слоя геля на мембране. Эффекты, связанные с уплотнением ультраfiltrационных мембран, также заметно проявляются при давлениях выше 0,3 МПа. С другой стороны, при давлениях ниже 0,1 МПа удельные производительности невысоки, что вызывает необходимость использования аппаратов с излишне большой поверхностью мембран. Поэтому рекомендуется выбирать рабочие давления в диапазоне 0,1—0,3 МПа.

Для дальнейших расчетов примем перепад рабочего давления через мембрану $\Delta p = 0,2$ МПа.

11.2.2. Выбор мембраны

По причинам, указанным в разд. 11.1.3, будем проводить выбор из ацетатцеллюлозных мембран.

Характеристики некоторых ацетатцеллюлозных ультрафильтрационных мембран, выпускаемых в СССР, полученные при $\Delta p = 0,1-0,3$ МПа и $t = 20-25$ °С, представлены ниже ($d_{\text{пор}}$ — средний диаметр пор; A — константа проницаемости по чистой воде):

Тип мембраны	$d_{\text{пор}}$, нм	$A \cdot 10^2$, кг/(м ² ·с·МПа)	Тип мембраны	$d_{\text{пор}}$, нм	$A \cdot 10^2$, кг/(м ² ·с·МПа)
УАМ-30	3	0,15	УАМ-175	17,5	6,5
УАМ-50	5	0,33	УАМ-200	20	7,5
УАМ-100	10	1,7	УАМ-300	30	13,4
УАМ-150	15	3,7	УАМ-500	45	37

Рассчитаем истинную селективность мембран φ_i по ацилазе, используя приведенные данные о размерах пор в мембранах и представленные ниже размеры молекул некоторых ВМС (данные можно использовать при $t = 20-25$ °С):

Наименование ВМС	Молекулярная масса	Диаметр молекулы $d_{\text{мол}}$, нм	Коэффициент диффузии в воде $D \cdot 10^{11}$, м ² /с
Яичный альбумин	45000	4,9	7,8
Сывороточный альбумин	66000	6,4	6,1
Ацилаза (фермент)	76500	7,0	7,0
γ_2 -Глобулин	160000	9,5	3,8
Каталаза (фермент)	246000	10,4	4,1

Обратимся к графику зависимости селективности мембран по глобулярным ВМС от соотношения диаметров молекул и пор в мембранах (рис. 11.5). График построен для интервала $d_{\text{мол}}/d_{\text{пор}} > 0,5$, в котором селективность имеет высокие значения, обычно удовлетворяющие требованиям к качеству разделения.

Определим отношение $d_{\text{мол}}/d_{\text{пор}}$ для приведенных выше мембран. Условию $d_{\text{мол}}/d_{\text{пор}} > 0,5$ отвечают мембраны УАМ-30, УАМ-50 и УАМ-100, для которых отношение $d_{\text{мол}}/d_{\text{пор}}$ равно соответственно 2,3; 1,4 и 0,7.

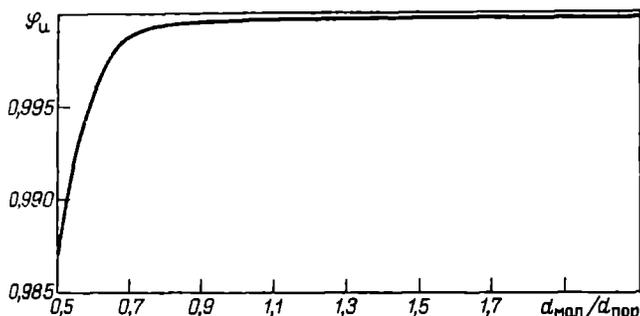


Рис. 11.5. Зависимость истинной селективности мембран по глобулярным высокомолекулярным соединениям от соотношения диаметров молекул и пор в мембранах

Расчеты начнем с более производительной мембраны — УАМ-100. Из графика находим $\varphi_n = 0,999$. Приняв в первом приближении, что наблюдаемая селективность равна истинной, определим концентрацию растворенного вещества в пермеате по формуле (11.2).

Степень концентрирования $K = x_{1к}/x_{1н} = 0,15/0,015 = 10$. Тогда

$$\bar{x}_2 = 1,5 \cdot 10^{-4} \frac{1 - 10^{-(1-0,999)/0,999}}{1 - 10^{-1/0,999}} = 3,67 \cdot 10^{-7} \text{ кг ацилазы/кг раствора, или } 3,67 \cdot 10^{-5} \%$$

Полученное значение меньше допустимого ($3 \cdot 10^{-3} \%$), поэтому для дальнейших расчетов выбираем мембрану УАМ-100.

11.2.3. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран

Рабочая поверхность мембран зависит от их удельной производительности и потребного расхода пермеата. Определим сначала удельную производительность по чистой воде, пользуясь приведенными выше данными о константах проницаемости. Для мембраны УАМ-100 $A = 1,7 \cdot 10^{-2} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{МПа})$. Тогда при рабочем давлении 0,2 МПа удельная производительность по чистой воде составит:

$$G_0 = A \Delta p = 1,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,2 = 3,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Для перехода от этой величины к удельной производительности в рабочих условиях следует учесть, что осмотические давления разбавленных растворов ВМС пренебрежимо малы. Неорганические соли ультрафильтрами практически не задерживаются, поэтому осмотическое давление пермеата близко к осмотическому давлению исходного раствора и последнее также не сказывается на удельной производительности. В рассматриваемом случае основным фактором, снижающим ее, является повышение вязкости, определяемое концентрацией соли, которая значительно выше концентрации ВМС.

Течение растворов через поры ультрафильтрационных мембран подчиняется закону Пуазейля, поэтому проницаемость обратно пропорциональна динамической вязкости.

Из Приложения 11.1 находим, что коэффициент кинематической вязкости 5,5 %-ного раствора NaCl при $t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ составляет $\nu = 0,944 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; плотность раствора $\rho = 1036 \text{ кг}/\text{м}^3$. Отсюда коэффициент динамической вязкости равен:

$$\mu = \nu \rho = 0,944 \cdot 10^{-6} \cdot 1036 = 0,000978 \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с}).$$

Вязкость чистой воды при той же температуре $\mu_0 = 0,000894 \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$. Тогда

$$G = G_0 \mu_0 / \mu = 3,4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,000894 / 0,000978 = 3,11 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Поскольку в процессе концентрирования ВМС концентрация NaCl, определяющая вязкость раствора, не изменяется, полученная величина может быть принята постоянной для любого сечения аппарата.

Определим расход пермеата по формуле (11.3), считая в первом приближении, что наблюдаемая селективность равна истинной:

$$L_n = L_n (1 - K)^{-1/4} = 0,2 (1 - 10^{-1/0,999}) = 0,18 \text{ кг}/\text{с}.$$

Рабочая поверхность мембраны

$$F = L_n / G = 0,18 / (3,11 \cdot 10^{-3}) = 57,8 \text{ м}^2$$

Определим также расход концентрата, знание которого понадобится при последующих расчетах:

$$L_k = L_n - L_n = 0,20 - 0,18 = 0,02 \text{ кг}/\text{с}.$$

11.2.4. Выбор аппарата и определение его основных характеристик

Наиболее часто для проведения процесса ультрафильтрации используют аппараты типа фильтр-пресс с плоскокамерными фильтрующими элементами; аппараты с трубчатыми фильтрующими элементами и аппараты с мембранами в виде полых волокон. Сборку и разборку аппаратов первого типа проводят вручную, поэтому их не используют в установках большой производительности. Однако при небольшой потребной производительности они обладают рядом преимуществ по сравнению с другими типами аппаратов ультрафильтрации: возможностью выявления и замены поврежденных мембран, многократного использования сепарирующих и дренажных материалов при замене мембран, отработавших срок службы.

Учитывая, что потребная производительность в рассматриваемом случае невелика, выберем аппарат типа фильтр-пресс. Среди аппаратов этого типа следует отдать предпочтение бескорпусным. Такие аппараты не имеют массивного корпуса, рассчитанного на работу при высоких давлениях, благодаря чему снижается металлоемкость и достигается относительно высокая удельная поверхность мембран. Одна из конструкций изображена на рис. 11.6.

Аппарат состоит из ряда секций, стянутых во фланцах 3 с помощью шпилек 1 и гаек 2. Каждая секция представляет собой пакет мембранных элементов 6, чередующихся с уплотнительными прокладками 5. Пакет уложен в цилиндрическую обечайку 4. Прокладки 5 обеспечивают герметичность секции и благодаря силам трения при обжатии шпильками передают усилие рабочего давления на дренажный материал (этот эффект позволяет в данной конструкции обойтись без специального прочного корпуса). Между элементами располагаются сетки-сепараторы, предотвращающие соприкосновение элементов и создающие каналы для протекания разделяемого раствора.

Переточные отверстия всех мембранных элементов секции совпадают, образуя коллекторы для входа раствора в секцию, распределения его между элементами и выхода в следующую секцию. Число мембранных элементов в каждой последующей секции по ходу раствора в аппарате уменьшается, что обеспечивает необходимую скорость раствора в любом межмембранном канале.

Мембранный элемент (см. рис. 11.6) состоит из двух мембран 7, уложенных на подложки из мелкопористого материала 8, между которыми размещается дренажный материал 10. Для предотвращения вдавливания мембран и подложек в дренажный материал между подложками и дре-

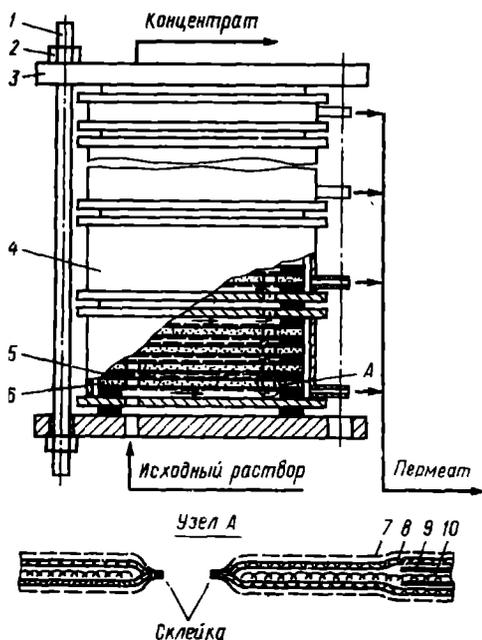
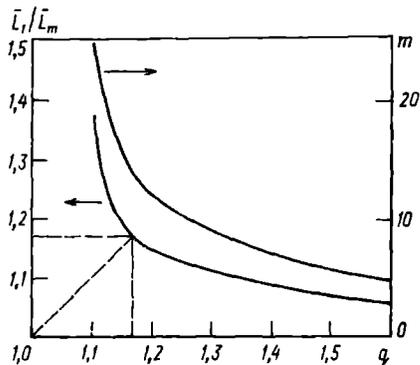


Рис. 11.6. Схема устройства аппарата типа «фильтр-пресс» с плоскокамерными фильтрующими элементами:

1 — шпилька; 2 — гайка; 3 — фланец; 4 — обечайка; 5 — прокладка; 6 — мембранный элемент; 7 — мембраны; 8 — подложка; 9 — прокладочное кольцо; 10 — дренажный слой

Рис. 11.7. Зависимость отношения расходов \bar{L}_1/\bar{L}_m и числа секций m от параметра q



нажом располагаются кольца 9 из тонкого жесткого материала. Мембраны, расположенные по обе стороны дренажного слоя, приклеиваются одна к другой по периферии переточных отверстий.

Исходный раствор поступает в аппарат через штуцер в нижнем фланце и последовательно проходит все секции. В каждой секции раствор движется параллельными потоками по межмембранным каналам. Пройдя вдоль мембран, раствор собирается в выходном коллекторе секции и поступает во входной коллектор следующей секции. Концентрат (ретант) выходит из аппарата через штуцер верхнего фланца. Фильтрат (пермеат) движется внутри каналов, образованных дренажными сетками, в радиальном направлении, поступает в обечайки и из них сливается через отводные патрубки.

Диаметр аппарата определяется шириной выпускаемого мембранного полотна (0,45 м). Переменными величинами могут быть толщина сепарирующей сетки и дренажного слоя (составленного из собственно дренажного материала и двух подложек), а также число секций.

При уменьшении толщины сетки-сепаратора и дренажного слоя повышается компактность установки, но растет гидравлическое сопротивление. Поэтому наиболее правильно проводить выбор сепараторов и дренажей на основе технико-экономических расчетов. Для целей настоящего проекта можно принять, исходя из практических данных, следующие значения: толщина сепаратора $\delta_c = 0,5$ мм; толщина дренажной сетки $\delta_d = 0,4$ мм; толщина подложки и мембраны соответственно $\delta_1 = 0,2$ и $\delta_2 = 0,1$ мм.

Диаметр рабочей части мембраны равен общему диаметру за вычетом удвоенной ширины прокладочного кольца. Примем ширину кольца равной 0,025 м. Тогда диаметр мембраны $d_m = 0,45 - 2 \cdot 0,025 = 0,4$ м.

Рабочая поверхность одного элемента, включающего две мембраны, равна:

$$F_3 = 2(\pi d_1^2/4 - 2\pi d_{пер}^2/4) = 2 \cdot 0,785(0,4^2 - 2 \cdot 0,025^2) = 0,25 \text{ м}^2,$$

где $d_{пер} = 0,02$ м — диаметр переточного отверстия.

Общее число элементов в аппарате $n = F/F_3 = 57,8/0,25 = 231$.

Проведем секционирование аппарата, исходя из необходимости обеспечения примерно одинакового расхода разделяемого раствора во всех сечениях аппарата.

В отличие от рассмотренной выше установки с рулонными аппаратами (см. разд. 11.1.6) в данном случае число каналов, по которым проходит разделяемый раствор, не равно числу элементов, поэтому удовлетворить одновременно условиям (11.7) и (11.8) невозможно, и необходим иной подход к секционированию.

Пусть L_{ni} , L_{ki} — расход разделяемого раствора соответственно на входе в i -ю секцию и на выходе из нее ($i = 1, 2, \dots, m$, где m — число секций в аппарате); \bar{L}_i — средний расход разделяемого раствора в канале, образованном двумя соседними элементами i -й секции; n_i — число элементов в i -й секции; $L_{п,з}$ — расход пермеата на одном элементе; $q = L_{ni}/L_{ki}$ — величина, определяющая допустимое изменение расхода по длине каждой секции.

Выразим расход раствора на выходе из секции как разницу между расходом на входе в секцию и расходом пермеата в секции:

$$L_{ki} = L_{ni} - L_{п,з} n_i. \quad (11.31)$$

Представим величину L_{ki} в виде

$$L_{ki} = L_{ni}/q. \quad (11.32)$$

Приравнявая выражение (11.31) и (11.32), находим число элементов:

$$n_i = L_{ni}(1 - 1/q)/L_{п,з}. \quad (11.33)$$

Соотношение (11.33) определяет число элементов в каждой секции, отвечающее допустимому значению q . Преобразуем это соотношение, учитывая, что начальный расход в каждой секции (начиная со второй) равен конечному расходу в предыдущей секции:

$$L_{ni} = L_{ki(i-1)}. \quad (11.34)$$

Отсюда с учетом соотношения (11.32), зная расход исходного раствора L_n , получим:

$$L_{ni} = L_{n(i-1)}/q = L_n/q^{i-1} \quad (11.35)$$

Подставляя выражение (11.35) в уравнение (11.33), получим:

$$n_i = L_n(1 - 1/q) / (q^{i-1} L_{n.э}). \quad (11.36)$$

Тогда для первой секции

$$n_1 = L_n(1 - 1/q) / L_{n.э}. \quad (11.37)$$

С учетом последнего перепишем соотношение (11.36) в виде

$$n_i = n_1/q^{i-1} \quad (11.38)$$

Рассмотрим, как соотносятся расходы раствора в первой и последней секциях. Средний расход раствора в каждом канале i -й секции можно выразить в виде

$$\bar{L}_i = (L_{ni} + L_{ni}) / [2(n_i + 1)] = (L_{ni} + L_n/q) / [2(n_i + 1)] = L_{ni}(1 + 1/q) / [2(n_i + 1)] \quad (11.39)$$

или в виде

$$\bar{L}_i = (L_{ni}q + L_{ni}) / [2(n_i + 1)] = L_{ni}(q + 1) / [2(n_i + 1)], \quad (11.39a)$$

где $(n_i + 1)$ — число каналов в i -й секции, по которым проходит разделяемый раствор.

Из уравнения (11.39) имеем:

$$\begin{array}{ll} \text{для первой секции} & \text{для последней секции} \\ \bar{L}_1 = L_n(1 + 1/q) / [2(n_1 + 1)] & \bar{L}_m = L_n(1 + 1/q) / [q^{m-1} 2(n_m + 1)]. \end{array}$$

Отношение средних расходов с учетом соотношения (11.38) равно:

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_m} = \frac{q^{m-1}(n_m + 1)}{n_1 + 1} = \frac{q^{m-1}(n_1/q^{m-1} + 1)}{n_1 + 1} = \frac{n_1 + q^{m-1}}{n_1 + 1}. \quad (11.40)$$

Уравнение (11.40) определяет соотношение расходов в крайних секциях, отвечающее принятому значению q . Анализ этого уравнения показывает: чем меньше q , тем больше соотношение расходов, поэтому снижая q и тем самым уменьшая степень изменения расхода по длине каждой секции, мы одновременно увеличиваем неравномерность расходов между секциями.

С целью выбора оптимального значения q проведем несколько вариантов секционирования, задаваясь различными q .

Расход пермеата на одном элементе равен:

$$L_{n.э} = L_n/n = 0,18/231 = 0,00078 \text{ кг/с.}$$

Примем $q = 1,6$. Тогда из соотношения (11.37) имеем:

$$n_1 = 0,2(1 - 1/1,6) / 0,00078 = 96,2 = 96.$$

Из соотношения (11.38) найдем:

$$\begin{array}{ll} n_2 = 96,2/1,6 = 60; & n_3 = 96,2/1,6^2 = 37,6 = 38; \\ n_4 = 96,2/1,6^3 = 23,5 = 24; & n_5 = 96,2/1,6^4 = 14,7 = 15. \end{array}$$

Суммируя число элементов, получим:

$$\sum_{i=1}^5 n_i = 96 + 60 + 38 + 24 + 15 = 232.$$

Полученное значение на единицу больше имеющегося числа элементов ($n = 231$). По причинам, указанным ранее (разд. 11.1.6), вычтем один избыточный элемент из первой секции, т. е. примем $n_1 = 95$.

По формуле (11.40) рассчитаем соотношение расходов:

$$\bar{L}_1/\bar{L}_5 = (95 + 1,6^4) / (95 + 1) = 1,058.$$

Примем $q = 1,4$. Тогда

$$\begin{aligned} n_1 &= 0,2(1 - 1/1,4)/0,00078 = 73,5 = 73; & n_2 &= 73,5/1,4 = 52,5 = 53; \\ n_3 &= 73,5/1,4^2 = 37,5 = 37; & n_4 &= 73,5/1,4^3 = 26,8 = 27; \\ n_5 &= 73,5/1,4^4 = 19,2 = 19; & n_6 &= 73,5/1,4^5 = 13,6 = 14; \\ & & n_7 &= 73,5/1,4^6 = 9,7 = 10; \end{aligned}$$

$$\sum_{i=1}^7 n_i = 233.$$

Вычтем один избыточный элемент из первой секции и один — из второй, т. е. примем $n_1 = 72$, $n_2 = 52$. Тогда

$$\overline{L}_1/\overline{L}_7 = (72 + 1,4^6)/(72 + 1) = 79,58/73 = 1,09.$$

Примем $q = 1,2$. Получим:

$$\begin{aligned} n_1 &= 0,2(1 - 1/1,2)/0,00078 = 43; & n_2 &= 43/1,2 = 35,8 = 36; \\ n_3 &= 43/1,2^2 = 29,9 = 30; & n_4 &= 43/1,2^3 = 24,9 = 25; \\ n_5 &= 43/1,2^4 = 20,8 = 21; & n_6 &= 43/1,2^5 = 17,6 = 18; \\ n_7 &= 43/1,2^6 = 14,4 = 14; & n_8 &= 43/1,2^7 = 12; \\ n_9 &= 43/1,2^8 = 10; & n_{10} &= 43/1,2^9 = 8,3 = 8; \\ n_{11} &= 43/1,2^{10} = 6,9 = 7; & n_{12} &= 43/1,2^{11} = 5,8 = 6; \end{aligned}$$

$$\sum_{i=1}^{12} n_i = 230.$$

Добавим один недостающий элемент к первой секции, т. е. примем $n_1 = 44$. Тогда

$$\overline{L}_1/\overline{L}_{12} = (44 + 1,2^{11})/(44 + 1) = 1,142.$$

Примем $q = 1,1$. Получим:

$$\begin{aligned} n_1 &= 0,2(1 - 1/1,1)/0,00078 = 23,3 = 23; & n_2 &= 23,3/1,1 = 21,2 = 21; \\ n_3 &= 23,3/1,1^2 = 19,3 = 19; & n_4 &= 23,3/1,1^3 = 17,5 = 17; \\ n_5 &= 23,3/1,1^4 = 15,9 = 16; & n_6 &= 23,3/1,1^5 = 14,4 = 14; \\ n_7 &= 23,3/1,1^6 = 13,1 = 13; & n_8 &= 23,3/1,1^7 = 12; \\ n_9 &= 23,3/1,1^8 = 10,9 = 11; & n_{10} &= 23,3/1,1^9 = 9,9 = 10; \\ n_{11} &= 23,3/1,1^{10} = 9; & n_{12} &= 23,3/1,1^{11} = 8,2 = 8; \\ n_{13} &= 23,3/1,1^{12} = 7,4 = 7; & n_{14} &= 23,3/1,1^{13} = 6,7 = 7; \\ n_{15} &= 23,3/1,1^{14} = 6,1 = 6; & n_{16} &= 23,3/1,1^{15} = 5,6 = 6; \\ n_{17} &= 23,3/1,1^{16} = 5,1 = 5; & n_{18} &= 23,3/1,1^{17} = 4,6 = 5; \\ n_{19} &= 23,3/1,1^{18} = 4,2 = 4; & n_{20} &= 23,3/1,1^{19} = 3,8 = 4; \\ n_{21} &= 23,3/1,1^{20} = 3,5 = 3; & n_{22} &= 23,3/1,1^{21} = 3,1 = 3; \\ n_{23} &= 23,3/1,1^{22} = 2,8 = 3; & n_{24} &= 23,3/1,1^{23} = 2,6 = 3; \\ & & n_{25} &= 23,3/1,1^{24} = 2,4 = 2; \end{aligned}$$

$$\sum_{i=1}^{25} n_i = 231.$$

Тогда

$$\overline{L}_1/\overline{L}_{25} = (23 + 1,1^{24})/(23 + 1) = 1,37$$

Таким образом, получаем:

q	1,6	1,4	1,2	1,1
m	5	7	12	25
$\overline{L}_1/\overline{L}_m$	1,058	1,090	1,142	1,370

На основе этих данных строим график зависимости отношения $\overline{L}_1/\overline{L}_m$ и числа секций m от q (рис. 11.7, стр. 336).

Из рис. 11.7 можно видеть, что с увеличением q отношение расходов и число секций сначала быстро снижаются, а затем в интервале $q = 1,15 - 1,20$ на кривых наблюдается перегиб, и снижение становится замедленным.

Построив на графике диагональ, можно увидеть, что при $q=1,17$ отношение $\bar{L}_1/\bar{L}_m=q$, т. е. при этом значении q снижение расхода по длине каждой секции равно снижению среднего расхода от первой до последней секции. Исходя из примерного равенства расходов в каждом канале каждой секции это значение можно было бы взять в качестве рабочего. Однако следует учитывать, что по мере концентрирования раствора в нем одновременно увеличивается содержание взвешенных частиц, практически всегда имеющих в технологических растворах, даже подвергнутых предварительному фильтрованию. Это может привести к ускоренному загрязнению мембран в последних секциях, сопровождающемуся снижением удельной производительности, а иногда и селективности. Уменьшение среднего расхода (а следовательно скорости потока) от первой к последней секции способствует этому нежелательному процессу. Кроме того, снижение q сопровождается увеличением числа секций, что усложняет конструкцию аппарата. В связи с этим в качестве рабочего значения q целесообразно выбрать значение больше диагонального, равного 1,17. Примем для дальнейших расчетов $q=1,4$. Для этого значения получено следующее распределение элементов по секциям:

Секция	1	2	3	4	5	6	7
Число элементов в секции	72	52	37	27	19	14	10

Определим средние расходы в каналах первой и последней секции по формулам (11.39) и (11.39а):

$$\bar{L}_1 = \frac{L_n(1+1/q)}{2(n_1+1)} = \frac{0,2(1+1/1,4)}{2(72+1)} = 0,00235 \text{ кг/с};$$

$$\bar{L}_7 = \frac{L_n(q+1)}{2(n_7+1)} = \frac{0,02(1,4+1)}{2(10+1)} = 0,00218 \text{ кг/с}.$$

Отношение $\bar{L}_1/\bar{L}_7 = 0,00235/0,00218 = 1,077$. Найдем отклонение этого значения от полученного в расчетах: $(1,090 - 1,077) 100/1,077 = 1,2 \%$.

Такую сходимость следует признать удовлетворительной, учитывая, что в расчетах число элементов в секциях округлялось до целых единиц и из числа элементов в первой секции был вычтен один избыточный элемент.

11.2.5. Расчет наблюдаемой селективности мембран

Наблюдаемую селективность рассчитаем по формуле (11.17). Расчеты проведем для крайних секций — первой и седьмой. По причинам, указанным в разд. 11.1.7, будем считать канал, по которому движется разделяемый раствор, полым.

При течении раствора между круговыми элементами скорость меняется от максимальной (в областях входа и выхода) до минимальной (в средней части элемента). Среднюю ширину кругового сечения найдем, разделив площадь элемента на длину пути раствора, которую примем равной диаметру элемента:

$$b = \pi d_s^2 / (4d_w) = 0,785 d_w = 0,785 \cdot 0,4 = 0,314.$$

Средняя скорость в первой секции равна:

$$\omega_1 = \bar{L}_1 / (\rho \delta_c b) = 0,00235 / (1036 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,314) = 0,0144 \text{ м/с};$$

$$d_s = 2\delta_c = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м};$$

$$Re_1 = \omega_1 d_s / \nu = 0,0144 \cdot 1 \cdot 10^{-3} / (0,944 \cdot 10^{-6}) = 15,3.$$

Это свидетельствует о ламинарном режиме течения раствора, и, следовательно, для расчета диффузионного критерия Нуссельта можно использовать критериальное уравнение (11.18). Определим критерий Pr' :

$$Pr' = \nu / D = 0,944 \cdot 10^{-6} / (7 \cdot 10^{-11}) = 1,35 \cdot 10^4.$$

$$Nu_1' = 1,67 \cdot 15,3^{0,4} (1,35 \cdot 10^4)^{0,33} (1 \cdot 10^{-3}/0,4)^{0,33} = 16,1;$$

$$\beta_1 = Nu_1' D / d = 16,1 \cdot 7 \cdot 10^{-11} / (1 \cdot 10^{-3}) = 1,13 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$U = G/\rho = 3,11 \cdot 10^{-3} / 1036 = 3 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_1}{\varphi_1} = \frac{3 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,13 \cdot 10^{-6}} + \lg \frac{1 - 0,999}{0,999}.$$

Отсюда $\varphi_1 = 0,9860$.

Средняя скорость в седьмой секции:

$$\omega_7 = \bar{L}_7 / (\rho \delta_7 b) = 0,00218 / (1036 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,314) = 0,0134 \text{ м/с};$$

$$Re_7 = 0,0134 \cdot 1 \cdot 10^{-3} / (0,944 \cdot 10^{-6}) = 14,2;$$

$$Nu_7' = 1,67 \cdot 14,2^{0,4} (1,35 \cdot 10^4)^{0,33} (1 \cdot 10^{-3}/0,4)^{0,33} = 15,7;$$

$$\beta_7 = 15,7 \cdot 7 \cdot 10^{-11} / (1 \cdot 10^{-3}) = 1,11 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_7}{\varphi_7} = \frac{3 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,11 \cdot 10^{-6}} + \lg \frac{1 - 0,999}{0,999}.$$

Отсюда $\varphi_7 = 0,9854$.

Селективность секций мало различается, поэтому для последующих расчетов используем ее среднее значение:

$$\varphi = (\varphi_1 + \varphi_7) / 2 = (0,9860 + 0,9854) / 2 = 0,9857 \approx 0,986.$$

Проверим пригодность выбранной мембраны. Для этого по формуле (11.2) определим концентрацию ацилазы в пермеате, используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$\bar{x}_2 = 1,5 \cdot 10^{-4} \frac{1 - 10^{-(1 - 0,986)/0,986}}{1 - 10^{-1/0,986}} = 5,34 \cdot 10^{-6} \text{ кг ацилазы/кг раствора} = 5,34 \cdot 10^{-4} \text{ ‰}.$$

Это значение меньше допустимого, равного $3 \cdot 10^{-3} \text{ ‰}$, поэтому нет необходимости перехода к мембране с большей селективностью.

11.2.6. Уточненный расчет поверхности мембран

Определим расход пермеата по формуле (11.3), используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$L_n = 0,2(1 - 10^{-1/0,986}) = 0,1806 \text{ кг/с}.$$

Рабочая поверхность мембраны

$$F = L_n / G = 0,1806 / (3,11 \cdot 10^{-3}) = 58,1 \text{ м}^2$$

Расхождение с величиной $57,8 \text{ м}^2$, полученной в первом приближении, составляет: $(58,1 - 57,8) 100 / 58,1 = 0,52 \text{ ‰}$; это расхождение ничтожно, поэтому перерасчета не делаем.

11.2.7. Расчет гидравлического сопротивления

Развиваемое насосом давление будем определять на основе выражения (11.22) с использованием рассмотренных выше соотношений (11.24) — (11.27). Однако следует учитывать, что в установке ультрафильтрации с аппаратом типа фильтр-пресс основная часть местных сопротивлений сосредоточена в самом аппарате, где многократно меняется направление и скорость раствора: в коллекторах, образованных совмещенными отверстиями мембранных элементов; при перетоке из одной секции в другую и, главное, —

при входе из коллектора в межмембранное пространство и выходе из последнего. Кроме того, в рассматриваемом случае рабочие давления на порядок меньше, чем при обратном осмосе, поэтому нельзя пренебрегать перепадом давления, связанным с геометрической высотой подъема разделяемого раствора.

Примем, что Δp_n (включая потери на местные сопротивления в самом аппарате) составляет 20 % от Δp_a , а геометрическая высота подъема (расстояние от уровня раствора, прошедшего песчаный фильтр, до вентиля на выходе концентрата из аппарата ультрафильтрации) $h_r = 2$ м. Тогда

$$\Delta p_n = 0,2\Delta p_a; \quad \Delta p_r = \rho gh_r = 1036 \cdot 9,81 \cdot 2 = 2,03 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

Определение Δp_a . Общая длина канала, по которому проходит разделяемый раствор, равна произведению диаметра элемента на число секций: $l = 0,4 \cdot 7 = 2,8$ м.

Поскольку скорость течения мало меняется от первой к последней секции, используем в расчетах среднеарифметическое значение скорости:

$$w = (w_1 + w_7)/2 = (0,0144 + 0,0134)/2 = 0,0139 \text{ м/с.}$$

Тогда в соответствии с выражением (11.27)

$$\Delta p_{n,к} = 48\nu\rho l w/d_s^2 = 48 \cdot 0,944 \cdot 10^{-6} \cdot 1036 \cdot 2,8 \cdot 0,0139/(1 \cdot 10^{-6}) = 1,85 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

Примем $\zeta_1 = 5,6$. Тогда $\Delta p_a = 1,85 \cdot 10^3 \cdot 5,6 = 1,036 \cdot 10^4$ Па.

Определение Δp_d . Скорость пермеата в дренажном слое меняется от нуля в центре элемента до максимального значения на его окружности. Общая длина канала, по которому проходит пермеат, равна радиусу элемента: $l = r_m = d_m/2 = 0,2$ м.

Перепад давления в произвольном сечении на расстоянии r от центра элемента на участке бесконечно малой длины dr составит:

$$dp = 48\nu\rho w dr/d_s^2. \quad (11.41)$$

Скорость на расстоянии r от центра элемента связана с r следующим образом:

$$w = G \cdot 2\pi r^2 / (\rho 2\pi r \delta_d) = Gr / (\rho \delta_d), \quad (11.42)$$

где $2\pi r^2$ — поверхность мембраны от центра элемента до произвольного сечения на расстоянии r ; $2\pi r \delta_d$ — площадь поперечного сечения канала на расстоянии r от центра элемента.

Подставим выражение (11.42) в (11.41), учитывая, что $d_s = 2\delta_d$:

$$dp = 48 \frac{2\nu\rho Gr}{d_s^3\rho} dr = 96 \frac{\nu G}{d_s^3} r dr.$$

Проинтегрируем левую часть от 0 до $\Delta p_{n,к}$, а правую — от 0 до r_m :

$$\int_0^{\Delta p_{n,к}} dp = 96 \frac{\nu G}{d_s^3} \int_0^{r_m} r dr; \quad \Delta p_{n,к} = 96 \frac{\nu G}{d_s^3} \frac{r_m^2}{2} = 12 \frac{\nu G d_m^2}{d_s^3}. \quad (11.43)$$

Проведём расчет по этой формуле, учитывая, что $d_s = 0,8 \cdot 10^{-3}$ м:

$$\Delta p_{n,к} = 12 \cdot 0,944 \cdot 10^{-6} \cdot 3,11 \cdot 10^{-3} \cdot 0,4^2 / (0,8 \cdot 10^{-3})^3 = 11 \text{ Па.}$$

Примем $\zeta_2 = 100$. Тогда $\Delta p_d = 11 \cdot 100 = 1,1 \cdot 10^3$ Па. По формуле (11.22)

$$\Delta p_n = 2 \cdot 10^5 + 1,036 \cdot 10^4 + 1,1 \cdot 10^3 + 0,2 \cdot 1,036 \cdot 10^4 + 2,03 \cdot 10^4 = 2,34 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Напор насоса

$$H = \Delta p_n / (\rho g) = 2,34 \cdot 10^5 / (1036 \cdot 9,81) = 23,0 \text{ м.}$$

На основе полученных данных подбираем насос по методике, изложенной в гл. 1.

11.3. УСТАНОВКА МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

Принципиальная схема одноступенчатого процесса мембранного газоразделения показана на рис. 11.8.

Газовая смесь, подлежащая разделению, подается в напорный канал мембранного аппарата. Проходя по этому каналу вдоль мембраны, смесь обедняется компонентами, преимущественно проходящими через мембрану, и обедненный поток (ретант) выводится из аппарата. Газовый поток, прошедший через мембрану (пермеат), обогащенный лучше проходящими компонентами, выходит из аппарата по дренажному каналу. Необходимый перепад давления через мембрану обеспечивается подачей исходной газовой смеси с помощью компрессора или откачиванием пермеата с помощью вакуум-насоса.

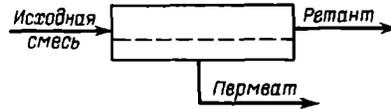


Рис. 11.8. Принципиальная схема одноступенчатого процесса мембранного газоразделения

Задание на проектирование. Рассчитать установку для обогащения воздуха кислородом до 40 %. Производительность по обогащенному воздуху 36 м³/ч (при нормальных условиях)

Пренебрегая содержанием в воздухе аргона, углекислого газа и других микропримесей, примем для расчета следующий состав воздуха в мол. (об.) долях: кислорода $x_{O_2} = 0,21$, азота $x_{N_2} = 0,79$.

11.3.1. Выбор рабочих давлений и температуры

Кислород и азот относятся к простым газам; если такие газы образуют смесь, то проникновение каждого из них в мембрану и переход через нее происходят независимо от других компонентов газовой смеси. В этом случае удельная производительность мембраны по каждому компоненту газовой смеси может быть представлена следующими уравнениями:

$$G_{O_2} = K_{O_2} (p' x'_{O_2} - p'' x''_{O_2}) \text{ моль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}); \quad (11.44)$$

$$G_{N_2} = K_{N_2} (p' x'_{N_2} - p'' x''_{N_2}) \text{ моль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}). \quad (11.45)$$

где K_{O_2} , K_{N_2} — константы проницаемости данной мембраны соответственно по кислороду и азоту, моль/(м²·с·Па); p' , p'' — давления соответственно в напорном и дренажном канале, Па; x' , x'' — мольные доли газов соответственно в напорном и дренажном канале.

Селективность разделения определяется фактором разделения α :

$$\alpha = K_{O_2} / K_{N_2}. \quad (11.46)$$

Для простых газов α не меняется при переходе от индивидуальных газов к смесям. С повышением давления (до нескольких МПа) α остается постоянным, поскольку константы проницаемости при этом не меняются. Для полимерных мембран с ростом температуры α уменьшается, так как константа проницаемости лучше проникающего компонента увеличивается с повышением температуры медленнее, чем константа проницаемости хуже проникающего компонента.

Таким образом, с увеличением перепада давления через мембрану удельная производительность возрастает в соответствии с уравнениями (11.44), (11.45) и пропорционально сокращается необходимая поверхность мембран. С увеличением температуры удельная производительность также возрастает, но одновременно снижается селективность, что может сделать невозможным достижение заданной степени разделения в одноступенчатом процессе.

Технико-экономический анализ показывает, что в большинстве случаев энергетически более выгоден процесс, когда разделяемая смесь подается в напорный канал мембранного аппарата вентилятором (т. е. при давлении, практически равном атмосферному), а необходимый перепад давления обеспечивается путем создания вакуума в дренажном канале с помощью вакуум-насоса. (В значительной мере это обусловлено тем, что приходится сжимать не всю смесь, подаваемую на разделение, а только пермеат.) Сказанное выше справедливо при степени сжатия в вакуум-насосе не выше 10. Исходя из этого примем давление в напорном канале $p' = 10^5$ Па, в дренажном канале $p'' = 10^4$ Па.

Обычно при использовании полимерных мембран оптимальной является температура окружающей среды, поскольку небольшие выгоды, связанные с повышением температуры на несколько десятков градусов, не компенсируют затрат, необходимых на установку и эксплуатацию теплообменника. Более высокое повышение температуры может привести к резкому снижению фактора разделения, что потребует перехода к многоступенчатым схемам разделения, и соответственно к резкому ухудшению экономических показателей. Таким образом, примем рабочую температуру равной $t = 25$ °С.

11.3.2. Выбор мембраны

Для того чтобы процесс мембранного разделения газов мог конкурировать с другими процессами разделения, мембрана должна обладать следующими свойствами: высокой проницаемостью по преимущественно проходящему компоненту; высокой селективностью по отношению к этому компоненту; химической стойкостью и механической прочностью, позволяющими эксплуатировать мембрану в течение нескольких лет.

Ниже приведены характеристики некоторых полимерных мембран по кислороду и азоту при 25 °С:

Материал и толщина мембраны	$K_{O_2} \cdot 10^{10}$, моль/(м ² ·с·Па)	$K_{N_2} \cdot 10^{10}$, моль/(м ² ·с·Па)	$\alpha = \frac{K_{O_2}}{K_{N_2}}$
Полидиметилсилоксан, 10 мкм	82	37	2,2
* Полисилоксанарилат, 2 мкм	298	149	2,0
Полисилоксанкарбонат, 0,1 мкм	589	295	2,0
* Поливинилтриметилсилан (ПВТМС), 0,2 мкм	707	198	3,57
Полифениленоксид, 0,005 мкм	1132	236	4,8

* Мембраны, выпускаемые в нашей стране серийно.

Как видно из приведенных данных, наилучшие разделительные характеристики для смеси кислорода и азота имеют мембраны из полифениленоксида и ПВТМС. Выберем мембрану из ПВТМС, поскольку их выпускают в промышленном масштабе. Для этой мембраны $K_{O_2} = 7,07 \cdot 10^{-8}$ моль/(м²·с·Па); $K_{N_2} = 1,98 \cdot 10^{-8}$ моль/(м²·с·Па); $\alpha = 3,57$.

11.3.3. Выбор типа аппарата. Расчет расхода потоков, их концентраций и рабочей поверхности мембран

Примем, что потоки в напорном и дренажном каналах движутся в режиме идеального смешения. Такое допущение приведет к некоторому завышению потребной поверхности мембраны и снижению экономичности процесса, что обеспечит небольшой «запас» при технико-экономическом сравнении мембранного разделения с альтернативными методами.

Запишем уравнения материального баланса по всему веществу и по лучше проходящему компоненту (кислороду) и уравнения перехода вещества через мембрану, получае-

мы из (11.44) и (11.45) с учетом сделанных допущений:

$$L_n = L_p + L_n; \quad (11.47)$$

$$L_n x_n = L_p x_p + L_n x_n; \quad (11.48)$$

$$L_n x_n = K_{O_2} F (p' x_p - p'' x_n); \quad (11.49)$$

$$L_n (1 - x_n) = K_{N_2} F [p' (1 - x_p) - p'' (1 - x_n)], \quad (11.50)$$

где L_n , L_p , L_n — расход соответственно исходной смеси, ретанта и пермеата, моль/с; x_n , x_p , x_n — мольная доля кислорода соответственно в исходной смеси, ретанте и пермеате; F — рабочая поверхность мембраны, м²

Разделив (11.49) на (11.50) и проведя сокращения, получим:

$$\frac{x_n}{1 - x_n} = \alpha \frac{x_p - p'' x_n / p'}{1 - x_p - p'' (1 - x_n) / p'}. \quad (11.51)$$

Решим уравнение (11.51) относительно x_p :

$$x_p = \frac{x_n [1 + p'' (1 - x_n) (\alpha - 1) / p']}{x_n + (1 - x_n) \alpha}. \quad (11.52)$$

Подставляя числовые значения величин, определим концентрацию кислорода в ретанте:

$$x_p = \frac{0,4 [1 + 10^4 (1 - 0,4) (3,57 - 1) / 10^5]}{0,4 + (1 - 0,4) 3,57} = 0,1816.$$

Проверим выполнение условия, при котором возможно одноступенчатое газоразделение:

$$p' x_p > p'' x_n; \quad (11.53)$$

$$p' x_p = 10^5 \cdot 0,1816 = 1,816 \cdot 10^4 \text{ Па};$$

$$p'' x_n = 10^4 \cdot 0,4 = 0,4 \cdot 10^4 \text{ Па}.$$

Таким образом, условие (11.53) соблюдается и выполняемые расчеты имеют физический смысл.

Выразим расход пермеата в моль/с:

$$L_n = 36 \cdot 10^3 / (3600 \cdot 22,4) = 0,4464 \text{ моль/с}.$$

Решая совместно уравнения (11.47) и (11.48), найдем расходы исходной смеси и ретанта:

$$L_n = \frac{L_n (x_n - x_p)}{x_n - x_p} = \frac{0,4464 (0,4 - 0,1816)}{0,21 - 0,1816} = 3,433 \text{ моль/с};$$

$$L_p = L_n - L_n = 3,433 - 0,4464 = 2,986 \text{ моль/с}.$$

Выразим рабочую поверхность мембран из уравнения (11.49):

$$F = \frac{L_n x_n}{K_{O_2} (p' x_p - p'' x_n)}.$$

Подставим численные значения величин:

$$F = \frac{0,4464 \cdot 0,4}{7,07 \cdot 10^{-8} (10^5 \cdot 0,1816 - 10^4 \cdot 0,4)} = 178,36 \approx 180 \text{ м}^2$$

Приложение 11.1. Некоторые физико-химические свойства водных растворов электролитов при 25 °С

Концентрация		Осмотическое давление л, МПа	Плотность раствора ρ, кг/м ³	Кинематическая вязкость ν · 10 ⁶ , м ² /с	Коэффициент диффузии D · 10 ⁹ , м ² /с
моль/л воды	% (масс.)				
ВаCl₂					
	φ				
0,1	2,0402	0,63	1018,0	0,9002	1,159
0,2	3,9989	1,24	1032,0	0,9053	1,150
0,3	5,8808	1,88	1050,0	0,9115	1,151
0,4	7,6903	2,53	1068,0	0,9170	1,155
0,5	9,4315	3,21	1085,0	0,9248	1,160
0,6	11,1083	3,90	1101,0	0,9297	1,164
0,8	14,2822	5,37	1134,0	0,9491	1,171
1,0	17,2373	6,92	1167,0	0,9625	1,177
1,4	22,5756	10,40	1229,0	1,0245	1,280
CaCl₂					
0,1	1,0977	0,64	1006,1	0,9167	1,285
0,2	2,1716	1,29	1014,9	0,9373	1,281
0,3	3,2224	1,96	1023,7	0,9562	1,292
0,4	4,2508	2,65	1032,3	0,9755	1,304
0,5	5,2577	3,42	1040,8	0,9959	1,318
0,6	6,2436	4,18	1049,2	1,0159	1,334
0,8	8,1551	5,87	1065,7	1,0576	1,362
1,0	9,9902	7,76	1081,7	1,1028	1,389
2,0	18,1656	20,50	1157,3	1,3894	1,501
3,0	24,9796	40,10	1225,8	1,8485	1,486
4,0	30,7460	66,25	1281,3	2,2621	—
5,0	35,6893	98,49	1342,5	3,2315	—
6,0	39,9738	133,74	1392,4	5,5843	—
Ca(NO₃)₂					
0,1	1,6144	0,62	1007,5	0,8730	1,103
0,2	3,1775	1,22	1019,0	0,8636	1,036
0,3	4,6917	1,82	1030,0	0,8544	1,081
0,4	6,1593	2,44	1041,0	0,8597	1,065
0,5	7,5824	3,07	1053,0	0,8737	1,060
0,6	8,9630	3,71	1065,0	0,9015	1,043
0,8	11,6039	5,00	1087,0	0,9475	1,033
1,0	14,0960	6,37	1108,0	1,0018	1,033
2,0	24,7090	14,13	1205,0	1,3610	0,975
3,0	32,9880	23,74	1289,0	1,7688	1,002
CuSO₄					
0,1	1,5709	0,28	1013,2	0,9445	0,590
0,2	3,0933	0,51	1028,8	0,9914	0,578
0,3	4,5692	0,73	1044,4	1,0436	0,562
0,4	6,0009	0,95	1060,4	1,0967	0,544
0,5	7,3903	1,17	1076,1	1,1523	0,529
0,6	8,7391	1,38	1091,0	1,2099	0,517
0,8	11,3224	1,81	1100,4	1,3306	0,494
1,0	13,7634	2,30	1148,8	1,4580	0,474
1,4	18,2632	3,43	1204,8	1,8011	0,438
KCl					
0,1	0,7400	0,46	1001,8	0,8912	1,844
0,2	1,4691	0,91	1006,4	0,8864	1,838
0,3	2,1876	1,35	1011,0	0,8822	1,838
0,4	2,8957	1,78	1015,5	0,8779	1,844
0,5	3,5936	2,23	1020,0	0,8735	1,849

Концентрация		Осмотическое давление л, МПа	Плотность раствора ρ, кг/м ³	Кинематическая вязкость ν · 10 ⁶ , м ² /с	Коэффициент диффузии D · 10 ⁴ , м ² /с
моль/л воды	% (масс.)				
0,6	4,2815	2,66	1024,4	0,8694	1,857
0,8	5,6283	3,56	1033,0	0,8615	1,873
1,0	6,9378	4,45	1041,5	0,8538	1,889
2,0	12,9754	9,07	1081,7	0,8279	1,986
3,0	18,2773	13,99	1118,4	0,8159	2,083
4,0	22,9703	19,21	1152,4	0,8443	2,163
KNO ₃					
0,1	1,0010	0,45	1007,5	0,8905	1,831
0,2	1,9821	0,86	1011,2	0,8900	1,787
0,3	2,9440	1,26	1011,6	0,8906	1,760
0,4	3,8872	1,65	1022,2	0,8826	1,736
0,5	4,8122	2,02	1027,1	0,8782	1,718
0,6	5,7196	2,38	1032,5	0,8732	1,701
0,8	7,4835	3,09	1043,6	0,8566	1,683
1,0	9,1825	3,76	1055,0	0,8341	1,674
2,0	16,8205	6,66	1110,7	0,8463	1,536
3,0	23,2734	9,02	1155,0	—	—
K ₂ SO ₄					
0,1	1,7128	0,58	1016,5	0,9067	1,301
0,2	3,3680	1,11	1022,5	0,9150	1,245
0,3	4,9683	1,62	1037,0	0,9214	1,198
0,4	6,5165	2,10	1049,0	0,9316	1,164
0,5	8,0151	2,58	1061,0	0,9388	1,141
0,6	9,4664	3,04	1073,5	—	—
0,7	10,8726	3,50	1085,5	—	—
LiCl					
0,1	0,4222	0,46	999,6	0,9066	1,269
0,2	0,8409	0,93	1002,0	0,9169	1,267
0,3	1,2560	1,41	1004,4	0,9270	1,269
0,4	1,6677	1,89	1006,8	0,9368	1,273
0,5	2,0760	2,39	1009,1	0,9468	1,277
0,6	2,4809	2,89	1011,5	0,9574	1,283
0,8	3,2807	3,94	1016,1	0,9787	1,292
1,0	4,0675	5,04	1020,6	1,0000	1,301
2,0	7,8171	11,33	1042,0	1,1167	1,358
3,0	11,2846	19,15	1061,9	1,2447	1,419
4,0	14,5007	28,80	1080,6	1,3837	—
5,0	17,4917	40,20	1098,3	1,5420	—
6,0	20,2806	53,50	1115,1	1,7271	—
LiNO ₃					
0,1	0,6347	0,46	1000,0	0,9035	1,240
0,2	1,3600	0,93	1004,0	0,9097	1,243
0,3	2,0263	1,39	1007,5	0,9252	1,248
0,4	2,6836	1,88	1011,0	0,9211	1,254
0,5	3,3321	2,36	1015,0	0,9271	1,260
0,6	3,9721	2,85	1018,0	0,9313	1,267
0,8	5,2269	3,87	1026,0	0,9450	1,280
1,0	6,4494	4,94	1033,0	0,9603	1,293
2,0	12,1173	10,77	1070,0	1,0273	1,332
3,0	17,1376	17,55	1103,0	1,0995	1,332
4,0	21,6153	25,20	1135,0	1,1905	1,292
5,0	25,6339	33,48	1164,0	1,2990	1,238
6,0	29,2606	42,20	1191,0	1,4167	1,157

Концентрация		Осмотическое давление л, МПа	Плотность раствора ρ , кг/м ³	Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Коэффициент диффузии $D \cdot 10^9$, м ² /с
моль/л воды	% (масс.)				
MgCl₂					
0,1	0,9434	0,64	1004,8	0,9197	1,074
0,2	1,8691	1,30	1012,3	0,9475	1,051
0,3	2,7777	2,00	1019,8	0,9766	1,041
0,4	3,6696	2,73	1027,1	1,0069	1,040
0,5	4,5453	3,53	1034,3	1,0368	1,039
0,6	5,4052	4,36	1041,4	1,0758	1,039
0,8	7,0794	6,17	1055,4	1,1524	1,039
1,0	8,6953	8,27	1069,0	1,2273	1,040
2,0	15,9994	22,85	1132,6	1,7620	1,047
3,0	22,2215	45,50	1190,1	2,5239	1,061
4,0	27,5853	76,62	1242,8	—	—
Mg(NO₃)₂					
0,1	1,4616	0,64	1008,0	0,9120	1,047
0,2	2,8811	1,29	1018,5	0,9350	1,032
0,3	4,2603	1,98	1029,0	0,9640	1,029
0,4	5,6009	2,71	1038,5	0,9920	1,028
0,5	6,9044	3,50	1049,0	1,0250	1,028
0,6	8,1725	4,31	1057,0	1,0650	1,029
0,8	10,6076	6,05	1077,0	1,1500	1,033
1,0	12,9170	7,92	1095,0	1,2300	1,035
2,0	22,8788	20,36	1184,0	1,7700	1,040
3,0	30,7953	38,00	1264,0	—	—
MgSO₄					
0,1	1,1896	0,30	1009,1	0,9335	0,602
0,2	2,3512	0,56	1020,9	0,9707	0,602
0,3	3,4858	0,80	1032,5	1,0107	0,586
0,4	4,5943	1,05	1044,0	1,0541	0,571
0,5	5,6777	1,29	1055,3	1,1005	0,556
0,6	6,7368	1,54	1066,5	1,1497	0,550
0,8	8,7851	2,06	1088,5	1,2585	0,533
1,0	10,7454	2,60	1110,0	1,3786	0,504
2,0	19,4055	6,73	1210,7	2,3700	0,453
3,0	26,5338	14,10	1361,1	4,5428	—
NaCl					
0,1	0,5811	0,46	1001,1	0,9009	1,483
0,2	1,1555	0,92	1005,2	0,9054	1,475
0,3	1,7233	1,37	1009,1	0,9100	1,475
0,4	2,2846	1,82	1013,0	0,9147	1,475
0,5	2,8395	2,29	1016,9	0,9193	1,475
0,6	3,3882	2,74	1020,8	0,9242	1,475
0,8	4,4671	3,68	1028,6	0,9338	1,477
1,0	5,5222	4,63	1035,7	0,9440	1,483
2,0	10,4665	9,78	1072,2	1,0044	1,513
3,0	14,9190	15,63	1105,6	1,0840	1,556
4,0	18,9496	22,30	1136,9	1,1862	1,585
5,0	22,6156	29,88	1166,9	1,3070	1,592
6,0	25,9643	38,32	1194,1	—	—
NaNO₃					
0,1	0,8429	0,45	1002,7	0,8958	1,443
0,2	1,6718	0,90	1008,2	0,8950	1,427
0,3	2,4869	1,33	1013,7	0,8943	1,414
0,4	3,2886	1,75	1019,1	0,8937	1,407

Концентрация		Осмотическое давление л. МПа	Плотность раствора р. кг/м ³	Кинематическая вязкость v · 10 ⁶ , м ² /с	Коэффициент диффузии D · 10 ⁹ , м ² /с
моль/л воды	% (масс.)				
0,5	4,0772	2,17	1024,5	0,8941	1,403
0,6	4,8531	2,58	1029,7	0,8960	1,399
0,8	6,3677	3,41	1040,1	0,8997	1,389
1,0	7,8350	4,23	1050,3	0,9036	1,379
2,0	14,5314	8,24	1098,4	0,9544	1,336
3,0	20,3206	12,15	1140,5	1,0141	1,318
4,0	25,3754	15,97	1183,6	1,1020	1,303
5,0	29,8270	19,77	1221,0	1,1892	1,296
6,0	33,7775	23,77	1256,0	—	—
Na ₂ SO ₄					
0,1	1,4406	0,59	1009,7	0,9236	1,042
0,2	2,7625	1,12	1022,0	0,9511	1,008
0,3	4,0873	1,62	1034,0	0,9793	0,975
0,4	5,3765	2,09	1045,8	1,0101	0,941
0,5	6,6315	2,57	1057,4	1,0426	0,909
0,6	7,8536	3,02	1068,7	1,0767	0,889
0,8	10,2043	3,92	1091,0	1,1502	0,861
1,0	12,4382	4,79	1112,6	1,2423	0,836
2,0	22,1244	9,37	1211,5	1,8317	—
NH ₄ Cl					
0,1	0,5322	0,46	998,7	0,8938	1,836
0,2	1,0587	0,91	1000,4	0,8911	1,836
0,3	1,5796	1,35	1002,0	0,8886	1,840
0,4	2,0952	1,78	1003,6	0,8861	1,850
0,5	2,6053	2,23	1005,1	0,8838	1,860
0,6	3,1102	2,66	1006,6	0,8820	1,870
0,8	4,1043	3,54	1009,6	0,8784	1,892
1,0	5,0783	4,44	1012,5	0,8748	1,917
2,0	9,6658	9,02	1026,0	0,8606	2,030
3,0	13,8302	13,80	1037,8	0,8551	2,134
4,0	17,6277	18,79	1048,4	0,8542	2,199
5,0	21,1045	23,84	1057,9	0,8592	2,243
6,0	24,2998	28,99	1066,5	0,8665	2,264

Приложение 11.2. Химическая теплота гидратации ионов при бесконечном разбавлении и температуре 25 °С

Ион	ΔH, кДж/моль	Ион	ΔH, кДж/моль	Ион	ΔH, кДж/моль
Ag ⁺	490	I ⁻	281	Y ³⁺	3672
Al ³⁺	4710	In ³⁺	4162	C ₂ H ₄ O ₂ ⁻	423
Ba ²⁺	1340	K ⁺	339	ClO ₃ ⁻	289
Be ²⁺	2516	La ³⁺	3332	ClO ₄ ⁻	226
Br ⁻	318	Li ⁺	532	CN ⁻	348
Ca ²⁺	1616	Mg ²⁺	1955	CNO ⁻	389
Cd ²⁺	1838	Mn ²⁺	1880	CNS ⁻	310
Ce ³⁺	3600	Na ⁺	423	CO ₃ ²⁻	1352
Cl ⁻	352	Ni ²⁺	2140	HCO ₂ ⁻	415
Co ²⁺	2089	Pb ²⁺	1516	HCO ₃ ⁻	381
Cr ²⁺	1884	Ra ²⁺	1298	HS ⁻	343
Cs ⁺	281	Rb ⁺	314	MnO ₄ ⁻	247
Cu ⁺	611	S ²⁻	1340	NH ₄ ⁺	327
Cu ²⁺	2131	Sc ³⁺	4011	NO ₂ ⁻	410
F ⁻	486	Sn ²⁺	1587	NO ₃ ⁻	310
Fe ²⁺	1955	Zn ²⁺	2077	SO ₄ ²⁻	1110

Ион	ΔH , кДж/моль	Ион	ΔH , кДж/моль	Ион	ΔH , кДж/моль
Fe^{2+}	1955	Sr^{2+}	1487	OH^-	511
Fe^{3+}	4421	Tl^+	343	SO_4^{2-}	1110
Ga^{3+}	4735	Te^{3+}	4237	H^+	1110
Hg^{2+}	1856	Zn^{2+}	2077	H_3O^+	461

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Технологические процессы с применением мембран: Пер. с англ. Л. А. Мазитова и Т. М. Мнацканян./Под ред. Р. Лейси и С. Леб. М.: Мир, 1976. 380 с.
2. Хаанг С. Т., Каммермеер К. Мембранные процессы разделения. М.: Химия, 1981. 464 с.
3. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. М.: Химия, 1986. 272 с.
4. Дытнерский Ю. И., Брыков В. П., Каграманов Г. Г. Мембранное разделение газов. М.: Химия, 1991. 344 с.

Г Л А В А 12

РАСЧЕТ ХОЛОДИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- c — удельная теплоемкость, кДж/(кг·К);
 D, d — диаметр, м;
 E — эксергия, кДж;
 F — площадь поверхности теплообмена, м²;
 f — кратность циркуляции;
 g — плотность орошения, кг/(м²·с);
 i — энтальпия, кДж/кг;
 K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К)
 L, l — длина, определяющий размер, м;
 m — массовый расход, кг/с;
 \dot{W} — мощность, кВт;
 P — давление, МПа;
 ΔP — перепад давления, кПа;
 \dot{Q} — тепловой поток, кВт;
 \dot{Q}_0 — холодильная мощность, кВт;
 q — удельное количество теплоты, кДж/кг;
 q_f — плотность теплового потока, Вт/м²;
 R — флегмовое число;
 r — удельная теплота парообразования, кДж/кг;
 S — площадь поперечного сечения, м²;
 s — удельная энтропия, кДж/(кг·К);
 T — абсолютная температура, К;
 t — температура, °С;
 Δt — разность температур, °С;
 v — удельный объем, м³/кг;
 \dot{V} — объемная производительность, м³/с;
 w — скорость, м/с;
 x, y — молярные доли, моль/моль;
 x, y — массовые доли, кг/кг;
 z — число ходов;
 ϵ — холодильный коэффициент;

ξ — тепловой коэффициент;
 η — коэффициент полезного действия, степень термодинамического совершенства;
 θ — температурный напор, °С;
 λ — теплопроводность, Вт/(м·К);
 φ — относительная влажность;
 μ — динамическая вязкость, Па·с;
 ν — кинематическая вязкость, м²/с;
 ρ — плотность, кг/м³;
 τ — время, с;
 β — коэффициент объемного расширения, К⁻¹;
 α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);

Индексы нижние:

а — абсорбер, аммиак;
 в — вода;
 вс — всасывание;
 вн — внутренний диаметр;
 воз — воздух;
 г — газы, генератор;
 гр — греющий пар;
 дф — дефлегматор;
 д — действительный;
 ж — жидкость;
 из — изоляция;
 к — конденсация;
 н — наружный;
 ср — окружающая среда;
 ст — стенка;
 т — теоретический;
 т.р — теплообменник растворов;
 т.п — теплообменник паровой;
 тр — трение;
 х — хладоноситель;
 э — электрический;
 max — максимальный;
 min — минимальный.

Индексы верхние:

в — воздух;
 кд — конденсатор;
 к — компрессор;
 и '' — жидкость и пар в состоянии равновесия.

ВВЕДЕНИЕ

Холодильная установка представляет собой комплекс машин и аппаратов, используемых для получения и стабилизации в охлаждаемых объектах температур ниже, чем в окружающей среде. Установка состоит из одной или нескольких холодильных машин, оборудования для отвода тепла в окружающую среду, системы распределения и использования холода.

В зависимости от тепловой нагрузки на холодильную установку, разнообразия объектов охлаждения, типа холодильных машин и вида потребляемой энергии применяют либо централизованную, либо локальную систему хладоснабжения. Централизованная система предполагает использование единого комплекса машин и аппаратов для выработки холода различных параметров и его распределения. Система может включать отдельные агрегатированные холодильные машины или представлять комбинацию холодильного оборудования, имеющего общие или взаимозаменяемые элементы (например, блок конденсаторов, ресиверы, коммуникации рабочего тела холодильной машины). Как правило, при проектировании централизованной холодильной установки применяют систему охлаждения технологических объектов промежуточным теплоносителем. Такой вариант хладоснабжения предполагает некоторое увеличение энергозатрат (по сравнению с непосредственным охлаждением потребителей холода рабочим телом холодильной машины), однако позволяет упростить технологическую схему, обеспечивает удобство монтажа и обслуживания оборудования, безопасность и надежность его эксплуатации. Изолированность контура рабочего тела холодильной машины допускает применение аммиака как наиболее дешевого и термодинамически эффективного рабочего тела.

для отвода тепла в окружающую среду обычно применяют систему оборотного водоохлаждения. В целом централизованная система хладоснабжения обеспечивает высокую степень надежности при меньшем резерве оборудования и меньшей численности обслуживающего персонала.

При небольших тепловых нагрузках, существенной разбросанности объектов охлаждения, а также при непосредственном включении элементов холодильного цикла в схему основного производства, например при газоразделении, целесообразно использование локальной системы получения холода с непосредственным охлаждением объектов рабочим телом холодильной машины. При этом несколько снижаются энергетические затраты.

В холодильных установках, применяемых в химической промышленности, используют почти все типы холодильных машин, но наибольшее распространение получили паровые компрессионные и абсорбционные. Как показывает технико-экономический анализ [1—3], применение абсорбционных холодильных машин обосновано при использовании вторичных энергетических ресурсов в виде дымовых и отработанных газов, факельных сбросов газа, продуктов технологического производства, отработанного пара низких параметров. В ряде производств экономически выгодно комплексное использование машин обоих типов при создании энерготехнологических схем.

Расчет холодильной установки включает следующие стадии: расчет холодильного цикла, тепловые расчеты, подбор холодильного оборудования и расчет коммуникаций контура рабочего тела, расчет систем хладоносителя и оборотного водоохлаждения, расчет тепловой изоляции низко-температурных аппаратов и трубопроводов, оценку энергетической эффективности холодильной установки и ее технико-экономический анализ.

В настоящем пособии приведен расчет двух холодильных установок — на основе паровой компрессионной и абсорбционной холодильных машин — и дан сравнительный технико-экономический анализ этих вариантов хладоснабжения.

12.1. КОМПРЕССИОННАЯ ПАРОВАЯ ХОЛОДИЛЬНАЯ УСТАНОВКА

Задание на проектирование. Рассчитать компрессионную холодильную установку для конденсации паров толуола из газовой смеси азот — толуол при следующих условиях:

массовый расход газовой смеси $m_r = 4,07$ кг/с;

температура, давление и состав исходной смеси соответственно $t_r = 100$ °С, $P_r = 0,1$ МПа, $x = 0,06$ мол. долей толуола;

степень извлечения толуола $\alpha_n \geq 0,9$;

система охлаждения технологических аппаратов — централизованная с промежуточным хладоносителем;

система водоохлаждения — обратная с вентиляторными градирнями;

климатические данные местности (г Волгоград): среднемесячная температура воздуха в июле $t_{ср}^0 = +24,7$ °С; средняя относительная влажность $\varphi_{ср}^0 = 0,5$;

рабочее тело холодильной машины — аммиак (R717);

вид энергии и источник энергоснабжения — электроэнергия конденсационной электростанции (КЭС).

Схема установки. Схема холодильной установки включает три контура: контур промежуточного хладоносителя для отвода тепла от охлаждаемых технологических объектов; аммиачный контур холодильной машины; систему оборотного водоохлаждения для передачи тепла атмосферному воздуху (рис. 12.1).

Процесс выделения толуола из парогазовой смеси осуществляют конденсацией паров при охлаждении потока исходной смеси до температуры t^{**} , при которой обеспечена заданная степень извлечения α_n . Жидкая фаза, в данном случае состоящая только из толуола, выделяется в конденсаторе при $t^{**} < t < t^*$, где t^* и t^{**} — температуры, соответствующие условиям насыщения при исходном и конечном составе газовой фазы.

Если $t^* > t_{в1}$ и $t^{**} < t_{в1}$ (где $t_{в1}$ — температура охлаждающей воды из градирни), то необходимо провести процесс конденсации в две стадии: сначала в аппарате, охлаждаемом водой, а далее — используя холодильную установку. В данном случае парциальное давление паров толуола в исходной смеси $xP_r = 0,06 \cdot 0,1 = 6 \cdot 10^{-3}$ МПа, температура насыщения $t^*(x, P_r) = 34,2$ °С, температура охлаждающей воды $t_{в1} = 27$ °С (см. разд. 12.1.1). Поскольку разность температур t^* и $t_{в1}$ не превышает температурных напоров в теплообменных аппаратах для охлаждения газов, очевидно, что процесс конденсации следует провести в конденсаторе I, охлаждаемом с помощью холодильной установки.

Обедненная газовая смесь из конденсатора направляется в теплообменник II, охлаждаемая исходную смесь до температуры t^* . Жидкая фаза из конденсатора поступает в емкость хранения при температуре t^{**} . Аппараты I и II установлены в помещениях основного производства и связаны коммуникациями хладоносителя с машинно-аппаратным отделением холодильной установки, размещенной в специальном здании.

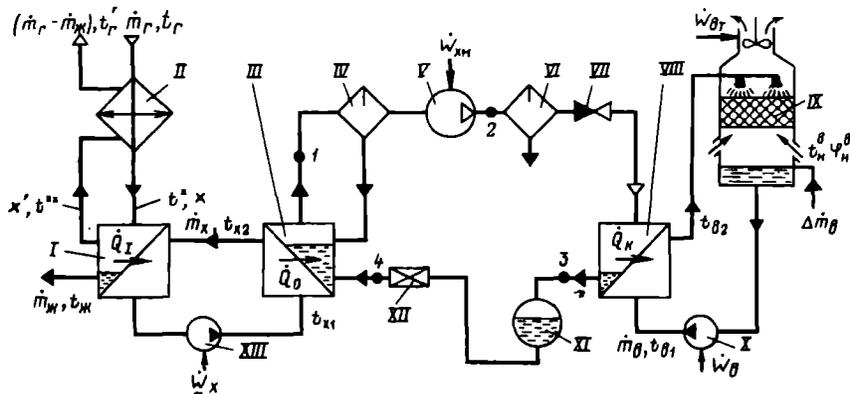


Рис. 12.1. Схема компрессорной холодильной установки для выделения толуола из парогазовой смеси:

I—4 — состояние рабочего тела в узловых точках цикла; *I* — конденсатор толуола; *II* — теплообменник газовых потоков; *III* — испаритель аммиака; *IV* — сепарационное устройство; *V* — компрессор; *VI* — маслоотделитель; *VII* — обратный клапан; *VIII* — конденсатор аммиака; *IX* — вентиляторная градирня; *X* — насос для циркуляции воды; *XI* — ресивер; *XII* — дроссельное устройство; *XIII* — насос для циркуляции хладоносителя

Контур рабочего тела аммиачной компрессорной холодильной машины включает основное холодильное оборудование (компрессоры, конденсаторы, испарители, автоматические дроссельные устройства) и вспомогательные аппараты (сепарационные устройства, маслоотделители, ресиверы, приборы автоматического регулирования и контроля, арматура). Пары аммиака из испарителя *III* отсасываются компрессором *V* и нагнетаются в конденсатор *VIII*, где сжижаются, отдавая тепло охлаждающей воде. Жидкий аммиак через дроссельное устройство *XII* подается в испаритель, где превращается в пар, воспринимая тепло.

Поток пара, уходящий из испарителя, обычно содержит капли жидкого аммиака; попадание их в цилиндры компрессоров создает опасность аварийного режима работы, особенно при пуске установки или при резком возрастании тепловой нагрузки. Чтобы предотвратить всасывание влажного пара, на линии между испарителем и компрессором установлено сепарационное устройство *IV* (отделитель жидкости). В потоке пара из компрессора содержится значительное количество смазочного масла. Масляная пленка, попадающая на поверхности теплообменных аппаратов, заметно ухудшает интенсивность теплообмена. В маслоотделителе *VI* большая часть масла задерживается и по мере накопления возвращается в картер компрессора.

Обратный клапан *VII* разгружает компрессор от высокого давления нагнетания при автоматической остановке, а также защищает от прорыва аммиака в рабочее помещение при авариях. Расположенный ниже конденсатора линейный ресивер является сборником конденсата и выполняет две функции: сохраняет теплообменную поверхность конденсатора незатопленной и создает запас рабочего тела для компенсации неравномерности расхода жидкости при колебаниях тепловой нагрузки. Автоматическое дроссельное устройство *XII* постоянно обеспечивает оптимальное заполнение испарителя жидкостью, обычно на уровне верхнего ряда труб. Тепло конденсации аммиака отводится охлаждающей водой, циркулирующей в оборотной системе. Подогретую в конденсаторе воду подают на орошение насадки вентиляторной градирни *IX*; охлажденную воду откачивают насосом *X* и подают в трубное пространство конденсатора *VIII*.

12.1.1. Определение холодильной мощности и температурного режима установки

Тепловая нагрузка холодильной установки определяется тепловым потоком \dot{Q}_1 , отводимым в конденсаторе паров толуола. Примем, что температуры газовых потоков на входе и выходе конденсатора определяются условиями насыщения для газовой смеси исходного и конечного составов, т. е. t^* (x, P_r) и t^{**} (x', P_r). Температуру жидкого толуола на выходе из аппарата *I* (см. рис. 12.1) примем равной температуре обедненного газового потока t^{**} (x', P_r). Процесс в конденсаторе принят изобарным, давление в аппарате равно давлению исходной смеси P_r . При заданных значениях температуры и давления газовую фазу будем рассматривать как идеальную газовую смесь (что позволит при расчете энтальпии пренебречь эффектом смешения и влиянием давления).

Величину \dot{Q}_I находим из уравнения баланса энергии для парогазового пространства конденсатора:

$$\dot{Q}_I = 1,05 [\dot{m}_r i_r(t^*, x) - (\dot{m}_r - \dot{m}_ж) i_r(t^{**}, x') - \dot{m}_ж i_ж(t^{**}) + \dot{m}_ж r(0^\circ \text{C})],$$

где 1,05 — коэффициент, учитывающий приток тепла из окружающей среды за счет несовершенства тепловой изоляции конденсатора; $i_r(t^*, x)$, $i_r(t^{**}, x')$ и $i_ж(t^{**})$ — энтальпии газовых и жидкой фаз, отсчитанные от 0°C ; $r(0^\circ \text{C})$ — теплота парообразования толуола при 0°C .

Температуры t^* и t^{**} , соответствующие условиям насыщения парогазовой смеси при давлении P_r и составах x и x' , рассчитываем по уравнению Антуана:

$$\ln P_v = A - B/(T + C).$$

Для насыщенных паров толуола $A = 16,0137$, $B = 3096,52$, $C = -53,67$ [4] при размерности единицы давления мм рт. ст.

Для смеси исходного состава $P_v^* = x P_r = 0,06 \cdot 0,1 = 6 \cdot 10^{-3}$ МПа, $t^* = 34,2^\circ \text{C}$.

Примем температуру выходных потоков газа и жидкости $t^{**} = -10^\circ \text{C}$; тогда по уравнению Антуана находим давление насыщенных паров толуола $P_v^{**}(t^{**}) = 3,43$ мм рт. ст., что соответствует составу газовой фазы на выходе из конденсатора $x' = 4,57 \cdot 10^{-3}$ мол. доли. Вычислим достигаемую при этом степень извлечения толуола:

$$\alpha_n = \frac{\dot{m}_ж}{\dot{m}_r x} = \frac{(x - x')}{(1 - x')x} = \frac{0,06 - 0,00457}{(1 - 0,00457)0,06} = 0,928.$$

Таким образом, охлаждение смеси до -10°C обеспечивает заданную степень извлечения толуола ($\alpha_n > 0,9$).

При вычислении энтальпии можно, учитывая малый интервал изменения температуры и линейную форму зависимости $C_p(t)$, использовать в качестве средних значений теплоемкостей их истинные значения при температурах $0,5t^*$ и $0,5t^{**}$:

$$\begin{aligned} i_r(t^*, x) &= [\bar{x} C_{pr}(t^*/2, \bar{x}=1) + (1 - \bar{x}) C_{pr}(t^*/2, \bar{x}=0)] t^*; \\ i_r(t^{**}, x') &= [\bar{x}' C_{pr}(t^{**}/2, \bar{x}'=1) + (1 - \bar{x}') C_{pr}(t^{**}/2, \bar{x}'=0)] t^{**}; \\ i_ж(t^{**}) &= C_{pж}(t^{**}/2, \bar{x}=1) t^{**} \end{aligned}$$

В указанных соотношениях \bar{x} и \bar{x}' — массовые доли толуола в газовых фазах ($\bar{x} = 0,1736$ и $\bar{x}' = 0,0149$); $C_{pr}(t/2, x=1)$ и $C_{pr}(t/2, x=0)$ — удельные теплоемкости толуола в паровой и жидкой фазах; $C_{pr}(t/2, x=0)$ — удельная теплоемкость газообразного азота. По данным [4, 5],

при $0,5t^* = 17,1^\circ \text{C}$ $C_{pr}(x=1) = 1,11$ кДж/(кг·К), $C_{pr}(x=0) = 1,041$ кДж/(кг·К);
при $0,5t^{**} = -5^\circ \text{C}$ $C_{pr}(x=1) = 1,022$ кДж/(кг·К), $C_{pж}(x=1) = 1,62$ кДж/(кг·К),
 $C_{pr}(x=0) = 1,041$ кДж/(кг·К).

Значения энтальпии газовых и жидкой фаз равны:

$$i_r(t^*, \bar{x}) = 18,1 \text{ кДж/кг}; \quad i_r(t^{**}, \bar{x}') = -5,2 \text{ кДж/кг}; \quad i_ж(t^{**}) = -8,1 \text{ кДж/кг}.$$

Теплота парообразования толуола $r(0^\circ \text{C}) = 423$ кДж/кг [5].

Массовый расход жидкого толуола, извлекаемого из газовой смеси, составит

$$\dot{m}_ж = \alpha_n \bar{x} \dot{m}_r = 0,928 \cdot 0,1736 \cdot 4,07 = 0,656 \text{ кг/с}.$$

Тепловой поток, отводимый хладоносителем в конденсаторе толуола, равен:

$$\dot{Q}_I = 1,05 [4,07 \cdot 18,1 - (4,07 - 0,656) (-5,2) - 0,656 (-8,1) + 0,656 \cdot 423] = 393 \text{ кВт}.$$

Баланс энергии для аппарата II запишем в виде соотношения

$$0,95 \dot{m} [i_r(t, \bar{x}) - i_r(t^*, \bar{x})] = (\dot{m} - \dot{m}_ж) [i_r(t', \bar{x}') - i_r(t^{**}, \bar{x}')],$$

где коэффициент 0,95 учитывает потери тепла. Это уравнение позволяет найти температуру обедненной газовой смеси на выходе из установки ($t' = 67,5^\circ \text{C}$) и тепловой поток, передаваемый в аппарате II ($\dot{Q}_{II} = 275,8$ кВт).

Холодильная мощность, необходимая для выделения толуола в заданных условиях, должна учитывать теплопритоки из окружающей среды в контуре циркуляции хладоносителя и рабочего тепла холодильной машины, которые обычно составляют 10—15 % от тепловой нагрузки технологических аппаратов:

$$\dot{Q}_0 = 1,1 \dot{Q}_1 = 1,1 \cdot 393 = 432 \text{ кВт.}$$

Если условно отнести все притоки тепла извне в аммиачном контуре к испарителю, то величина \dot{Q}_0 определяет тепловой поток, подводимый к рабочему телу в аппарате III.

Режим работы холодильной установки определяется прежде всего внешними условиями: температурами охлаждаемого объекта, стабильностью тепловой нагрузки и параметрами окружающей среды.

Интервал изменения температуры технологического потока в конденсаторах толуола определяется температурами t^* и t^{**} . Примем минимальную разность температур в аппарате I равной 10 °С; тогда температура хладоносителя на входе в конденсатор толуола составит

$$t_{x2} = t^{**} - \Delta t_{\min} = -10 - 10 = -20 \text{ °С.}$$

Следует заметить, что минимальный температурный напор в технологических аппаратах оказывает большое влияние на общую энергетическую и экономическую эффективность низкотемпературных процессов и должен определяться в результате технико-экономической оптимизации технологического режима установки.

Тепловая нагрузка \dot{Q}_1 в общем случае может оказаться функцией времени, зависящей от особенностей технологии производства и отличающейся периодичностью и случайным характером отклонений от усредненных значений [6]. В данном случае принято, что тепловая нагрузка \dot{Q}_1 стабильна в течение года.

Отличительной особенностью холодильных машин является сильная зависимость режима работы от параметров окружающей среды: температуры и влажности атмосферного воздуха. В связи с этим следует различать расчетный и эксплуатационные режимы работы холодильной установки. Расчетный режим определяется условиями самого жаркого месяца для данной местности (обычно июля) и используется для подбора холодильного оборудования. Эксплуатационные режимы зависят от времени года и служат для расчета фактических энергетических затрат на производство холода.

Расчетную температуру атмосферного воздуха находят по среднемесячной температуре июля с учетом влияния максимальных температур в данной местности [22]

$$t_{\text{н}}^{\text{р}} = t_{\text{ср}}^{\text{р}} + 0,25 t_{\text{max}} = 24,7 + 0,25 \cdot 42 = 35 \text{ °С.}$$

Расчетную относительную влажность наружного воздуха $\varphi_{\text{н}}^{\text{р}}$ находят по расчетной температуре $t_{\text{н}}^{\text{р}}$ и влагосодержанию воздуха $x_{\text{ср}}$, определенному по среднемесячным значениям параметров атмосферного воздуха для июля. По диаграмме $I-x$ влажного воздуха находим $\varphi_{\text{н}}^{\text{р}} = 33 \%$. Информация о температуре и влажности атмосферного воздуха и расчетные значения этих параметров для городов СССР приведены в СНиП II-A.6—72 [22]. По известным значениям $t_{\text{н}}^{\text{р}}$ и $\varphi_{\text{н}}^{\text{р}}$ находят температуру охлаждающей воды и затем температуру конденсации аммиака. Температура воды, охлажденной в градирне и подаваемой в конденсатор холодильной машины, равна

$$t_{\text{в1}} = t_{\text{нм}}^{\text{р}} + \frac{\Delta t_{\text{в}}}{\eta_{\text{гр}}} = 22,2 + \frac{4}{0,85} = 27 \text{ °С,}$$

где $t_{\text{нм}}^{\text{р}}$ — температура наружного воздуха по мокрому термометру (по $I-x$ диаграмме влажного воздуха при $t_{\text{н}}^{\text{р}} = 35 \text{ °С}$ и $\varphi_{\text{н}}^{\text{р}} = 33 \%$); $\Delta t_{\text{в}}$ — температура охлаждения воды в вентиляторных градирнях (обычно в пределах 3,5—5 °С); $\eta_{\text{гр}}$ — коэффициент эффективности водоохлаждающего устройства (для вентиляторных градирен 0,75—0,85) [13].

Температура воды на выходе из конденсатора равна

$$t_{в2} = t_{в1} + \Delta t_{в}^{к1} = 27 + 4 = 31 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Подогрев воды в конденсаторе $\Delta t_{в}^{к1}$ можно принять равным $\Delta t_{в}$, пренебрегая эффектом смешения оборотной и свежей воды, добавляемой для компенсации ее убыли вследствие испарения в градирне.

12.1.2. Расчет холодильного цикла

Расчет цикла холодильной машины заключается в определении параметров рабочего тела в узловых точках и исходных данных для проектирования или подбора оборудования.

Температуры кипения и конденсации являются основными внутренними параметрами, определяющими схему и режим работы паровой компрессионной холодильной машины.

Температуру конденсации аммиака находим, принимая минимальную разность температур в пределах 3—5 °С:

$$t_{к} = t_{в2} + \Delta t_{\min}^{к1} = 31 + 4 = 35 \text{ } ^\circ\text{C},$$

что обеспечивает рекомендуемую [3, 10, 11] для аммиачных конденсаторов плотность теплового потока $\dot{q}_F^{к1} = (4-6) \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2$

Температура охлаждаемого объекта определяется температурой хладоносителя, подаваемого в технологический аппарат, $t_{х2} = -20 \text{ } ^\circ\text{C}$. Принимая минимальную разность температур в аммиачных испарителях в пределах 3—5 °С, находим температуру кипения аммиака:

$$t_0 = t_{х2} - \Delta t_{\min}^{и1} = -20 - 4 = -24 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

По диаграмме $i - \lg p$ (см. Приложение 12.2) находим давление паров аммиака в испарителе и конденсаторе:

$$P_0 = 0,159 \text{ МПа (при } t_0 = -24 \text{ } ^\circ\text{C});$$

$$P_k = 1,35 \text{ МПа (при } t_k = 35 \text{ } ^\circ\text{C}).$$

Степень повышения давления в компрессоре $P_k/P_0 = 1,35/0,159 = 8,5$; разность давления $P_k - P_0 = 1,350 - 0,159 = 1,191 \text{ МПа}$. Для поршневых компрессоров (ОСТ 26.03-943--77) предельная разность давлений $P_k - P_0 \leq 1,67 \text{ МПа}$ [9], что допускает (по условию прочности) использование схемы паровой компрессионной холодильной машины (ПХМ) с одноступенчатым сжатием пара. Для крупных машин при $P_k/P_0 < 9$ одноступенчатая схема обеспечивает достаточно высокий к. п. д. холодильной машины и допустимые температуры сжатия паров аммиака $t < 160 \text{ } ^\circ\text{C}$ [3, 7, 9]. В данном случае принят регенеративный цикл без дополнительного переохлаждения жидкого рабочего тела.

Температуру жидкого аммиака перед дроссельным устройством принимают на 2—3 °С ниже температуры конденсации ввиду небольшого переохлаждения в конденсаторах, т. е. $t_3 = t_k - 2 = 35 - 2 = 33 \text{ } ^\circ\text{C}$. Для исключения влажного хода компрессора пары аммиака перегревают на 5—10 °С в испарителе и во всасывающем трубопроводе за счет внешних теплопритоков; температура рабочего тела перед компрессором $t_1 = t_0 + 5 = -24 + 5 = -19 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Наносим характерные точки цикла на тепловую диаграмму $s - T$ или $i - \lg P$ для аммиака (рис. 12.2). Последовательность построения цикла такова. На диаграмму наносим изобары P_k и P_0 и изотермы t_3 (в области жидкости) и t_1 (в области перегретого пара). Далее на пересечении изобары P_k и изотермы t_3 находим состояние рабочего тела перед дросселем (точка 3). Аналогично на пересечении линий $P_0 = \text{const}$ и $t_1 = \text{const}$ находим состояние пара перед компрессором — точка 1. Состояние пара в конце изэнтропного процесса сжатия (точка 2) находим на пересечении линий $s_1 = \text{const}$ и $P_k = \text{const}$. Состояние рабочего тела после дросселя (точка 4) определяется пересечением линий $i_3 = \text{const}$ и $P_0 = \text{const}$.

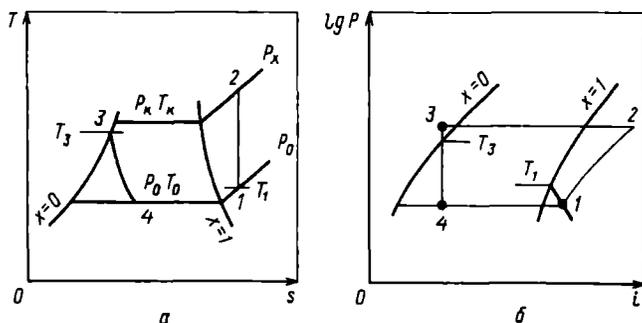


Рис. 12.2. Цикл холодильной машины в диаграммах s - T и i - $\lg P$

На рис. 12.2. показаны основные процессы теоретического цикла машины: изоэнтропное сжатие в компрессоре — процесс 1—2; охлаждение сжатого пара, его конденсация и небольшое переохлаждение в конденсаторе — процесс 2—3; дросселирование — процесс 3—4; кипение аммиака и перегрев паров в испарителе и коммуникациях — процесс 4—1. Необходимые для расчетов значения параметров узловых точек холодильного цикла представлены ниже:

Параметры	Точки цикла			
	1	2	3	4
P , МПа	0,159	1,35	1,35	0,159
t , °С	-19	140	33	-24
i , кДж/кг	1664	1992	574	574
v , м ³ /кг	0,757	0,145	$1,69 \cdot 10^{-3}$	—

Данная информация может быть получена также без использования тепловых диаграмм, с помощью таблиц термодинамических свойств аммиака на линии насыщения и в области перегретого пара [7, 8] или расчетными методами [4, 24]. Вычислим удельную массовую холодопроизводительность рабочего тела в цикле:

$$q_0 = i_1 - i_4 = 1664 - 574 = 1090 \text{ кДж/кг}, \quad (12.1)$$

удельную работу изоэнтропного сжатия в компрессоре:

$$l_c = i_2 - i_1 = 1992 - 1664 = 328 \text{ кДж/кг}, \quad (12.2)$$

холодильный коэффициент теоретического цикла:

$$\epsilon_r = q_0 / l_c = 1090 / 328 = 3,32. \quad (12.3)$$

Следует обратить внимание на то, что переохлаждение рабочего тела перед дросселированием (точка 3) за счет внешнего холодного источника позволит увеличить удельную холодопроизводительность q_0 и холодильный коэффициент ϵ . Таким внешним источником холода могут быть технологические потоки (в данном случае жидкий толуол и обедненная газовая смесь на выходе из конденсатора толуола), температура которых заметно ниже температуры охлаждающей воды ($t^{**} < t_{02}$).

Отметим, что охлаждение исходной парогазовой смеси в аппарате II возможно водой из градирни, поскольку температура газового потока $t^* > t_{в1}$. В частности, при снижении температуры в точке 3 до 0 °С значения q_0 и ϵ увеличиваются на 16 %. Ограничением, не позволившим в данном случае воспользоваться регенерацией холода, является условие применения централизованной системы охлаждения. Локальные холодильные установки с непосредственным охлаждением технологических аппаратов кипящим рабочим телом позволяют не только использовать низкотемпературные технологические потоки для улучшения показателей холодильного цикла, но заметно повысить наиболее

низкую температуру в установке t_0 . Энергетические и экономические показатели локальных систем значительно выше, чем централизованных, несмотря на эксплуатационные неудобства или необходимость дополнительных мер по безопасности.

12.1.3. Подбор холодильного оборудования

Типовое холодильное оборудование подбирают в определенной последовательности. Вначале по тепловой нагрузке и характеристикам холодильного цикла рассчитывают объемную производительность компрессоров, определяют их тип и требуемое число (с учетом резерва). Далее из условия работы всех установленных компрессоров вычисляют нагрузку на теплообменные аппараты и на основании теплового расчета определяют тип и число испарителей и конденсаторов. Затем выполняют расчет и подбор вспомогательного холодильного оборудования и аммиачных коммуникаций.

Подбор холодильных компрессоров. Массовый расход \dot{m} рабочего тела, необходимый для обеспечения заданной холодильной мощности, равен

$$\dot{m} = \dot{Q}_0 / q_0 = 432 / 1090 = 0,396 \text{ кг/с.} \quad (12.4)$$

Необходимая объемная производительность компрессоров по условиям всасывания (точка 1, рис. 12.2)

$$\dot{V}_1 = \dot{m} v_1 = 0,396 \cdot 0,757 = 0,300 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (12.5)$$

Суммарный объем, описываемый поршнями в единицу времени, определяется соотношением

$$\dot{V}_\tau = \dot{V}_1 / \lambda = 0,300 / 0,592 = 0,507 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (12.6)$$

Коэффициент подачи холодильных компрессоров определяют по графикам (рис. 12.3) как функцию степени повышения давления [8]

Теоретическая производительность \dot{V}_τ^k является паспортной характеристикой компрессоров объемного сжатия и служит основой для их подбора. Необходимый суммарный объем \dot{V}_τ можно обеспечить при различных вариантах подбора. Число работающих компрессоров зависит от стабильности тепловой нагрузки установки и должно обеспечить экономичное регулирование холодильной мощности. Кроме того, для предприятий с непрерывным режимом работы необходимо предусмотреть резерв машинного оборудования. В данном случае выбираем компрессорный агрегат А220-7-2 ($\dot{V}_\tau^k = 0,167 \text{ м}^3/\text{с}$) [9], укомплектованный на базе компрессора П220 унифицированной серии (ОСТ 26.03.943—77). Число работающих агрегатов $n^k = \dot{V}_\tau / \dot{V}_\tau^k = 0,507 / 0,167 = 3$. Дополнительно устанавливаем один резервный агрегат того же типа. Общее число установленных агрегатов — 4.

Проверим соответствие мощности комплектного электродвигателя марки АОП2-92-4 условиям расчетного режима.

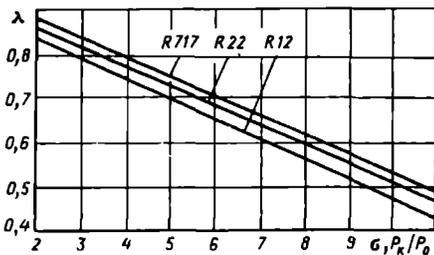


Рис. 12.3. Коэффициенты подачи λ холодильных компрессоров [8]

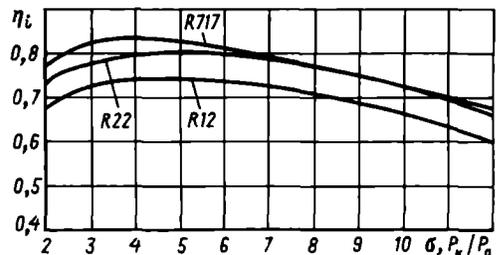


Рис. 12.4. Индикаторный к. п. д. холодильных компрессоров [8]

Действительная объемная производительность одного компрессора П220

$$\dot{V}_x^* = \lambda \dot{V}_x^* = 0,592 \cdot 0,167 = 0,099 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (12.7)$$

Массовая производительность одного компрессора в расчетном режиме

$$\dot{m}^* = \dot{V}_x^* / v_1 = 0,099 / 0,757 = 0,131 \text{ кг/с}. \quad (12.8)$$

Теоретическая мощность, потребляемая компрессором:

$$\dot{W}_t^* = \dot{m}^* I_s = 0,131 \cdot 328 = 42,8 \text{ кВт}. \quad (12.9)$$

Индикаторный к. п. д. компрессора η_i находим как функцию P_k/P_0 . При $P_k/P_0 = 8,5$ $\eta_i = 0,76$ (рис. 12.4). Индикаторная мощность, потребляемая компрессором, равна:

$$\dot{W}_i^* = \dot{W}_t^* / \eta_i = 42,8 / 0,76 = 56,4 \text{ кВт}. \quad (12.10)$$

Мощность, расходуемую на преодоление сил трения в компрессоре, оценим по условной величине удельного давления трения p_i^{TP} (для аммиачных машин $p_i^{TP} = 60 \cdot 10^3 \text{ Па}$, для фреоновых $p_i^{TP} = 40 \cdot 10^3 \text{ Па}$) [8] Тогда

$$\dot{W}_{TP}^* = p_i^{TP} \dot{V}_x^* = 60 \cdot 10^3 \cdot 0,167 \cdot 10^{-3} = 10 \text{ кВт}.$$

Эффективная мощность (на валу компрессора)

$$\dot{W}_e^* = \dot{W}_i^* + \dot{W}_{TP}^* = 56,4 + 10 = 66,4 \text{ кВт}. \quad (12.11)$$

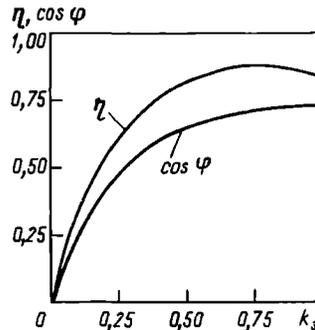
Принимая к. п. д. передачи $\eta_n = 1$, находим коэффициент загрузки комплектного электродвигателя АОП-2-92-4 (номинальная мощность $\dot{W} = 100 \text{ кВт}$): $k_3 = 66,4 / 100 = 0,664$. Для асинхронного двигателя к. п. д. и $\cos \varphi$ являются функцией k_3 (как показано на рис. 12.5). В данном случае $\eta_{дв} = 0,85$, $\cos \varphi = 0,7$, что находится в пределах рекомендуемых значений для асинхронных электродвигателей.

Электрическая мощность, потребляемая из сети компрессорным агрегатом А220-7-2, равна:

$$\dot{W}_s = \dot{W}_e^* / (\eta_n \eta_{дв}) = 66,4 / (1 \cdot 0,85) = 78,1 \text{ кВт}. \quad (12.12)$$

Комплектный электродвигатель в расчетных условиях обеспечивает работу агрегата и сохраняет запас мощности, необходимый для пускового периода работы холодильной установки.

Рис. 12.5. Зависимость к. п. д. и $\cos \varphi$ асинхронного электродвигателя от коэффициента загрузки k_3



При проектировании неагрегатированной холодильной установки основные теплообменные аппараты (конденсаторы и испарители) подбирают для всей установки и соединяют коллекторами с компрессорами и другим оборудованием. При этом нагрузка на аппараты определяется из условия работы всех установленных компрессоров, включая резервные. Общая схема расчета аппаратов холодильной установки соответствует изложенной в гл. 2.

Массовый расход циркулирующего рабочего тела при четырех работающих компрессорах

$$\sum_{i=1}^4 \dot{m}_i = \dot{m}^* n^* = 0,131 \cdot 4 = 0,524 \text{ кг/с.}$$

Тепловая нагрузка на испарители

$$\dot{Q}_0^n = q_0 \sum_{i=1}^4 \dot{m}_i = 1090 \cdot 0,524 = 571 \text{ кВт.}$$

Тепловую нагрузку на конденсаторы определим по энергетическому балансу аммиачного контура холодильной установки:

$$\dot{Q}^{ка} = \dot{Q}_0^n + n^* \dot{W}_i^* = 571 + 4 \cdot 56,4 = 796,6 \text{ кВт.} \quad (12.13)$$

При этом расчетная нагрузка $\dot{Q}^{ка}$ оказывается с некоторым запасом, поскольку в аммиачных компрессорах часть тепла отводится водой, циркулирующей в окружающих полостях компрессора.

Подбор и расчет испарителей. Исходные данные: тепловая нагрузка $\dot{Q}_0^n = 571$ кВт; температура кипения аммиака $t_0 = -24$ °С; температура хладоносителя на выходе из испарителя $t_{x2} = -20$ °С.

В качестве хладоносителя используем водный раствор хлорида кальция, концентрация которого определяется из условия незамерзания раствора до температур, на 7—10 °С ниже t_0 [13]. Температура начала затвердевания раствора

$$t_3 \leq t_0 - (7 - 10 \text{ °С}) = -24 - (10) = -34 \text{ °С.}$$

Выбираем раствор массовой долей соли $\bar{x} = 0,266$, $t_3 = -34,6$ °С, плотностью при 15 °С, равной $\rho_{15} = 1250$ кг/м³

При закрытой системе охлаждения обычно используют горизонтальные кожухотрубчатые испарители, в которых температура хладоносителя снижается на 3—6 °С. Примем $\Delta t_x = 3$ °С; тогда температура хладоносителя на входе в испаритель

$$t_{x1} = t_{x2} + \Delta t_x = -20 + 3 = -17 \text{ °С.}$$

Средний температурный напор в испарителях находим, упрощая уравнение (2.6) для случая $t_0 = \text{const}$:

$$\theta_0 = \frac{t_{x1} - t_{x2}}{\ln \frac{t_{x1} - t_0}{t_{x2} - t_0}} = \frac{-17 - (-20)}{\ln \frac{-17 - (-24)}{-20 - (-24)}} = 5,36 \text{ °С.} \quad (12.14)$$

Средняя температура хладоносителя в испарителе

$$t_x = t_0 + \theta_0 = -24 + 5,36 = -18,64 \text{ °С.}$$

Физические свойства водного раствора хлорида кальция массовой долей $\bar{x} = 0,266$ при $t_x = -18,64$ °С [7] плотность $\rho_x = 1258$ кг/м³, вязкость $\nu = 8,2 \cdot 10^{-6}$ м²/с, теплоемкость $c_x = 2,79$ кДж/(кг·К), теплопроводность $\lambda = 0,51$ Вт/(м·К), коэффициент объемного расширения $\beta = 3,4 \cdot 10^{-4}$ К⁻¹

Коэффициент теплопередачи аммиачных кожухотрубчатых испарителей колеблется в пределах 250—580 Вт/(м²·К) в зависимости от плотности, температуры и скорости хладоносителя [7, 10, 11] Для данных условий примем ориентировочно $K = 350$ Вт/(м²·К); тогда плотность теплового потока

$$\dot{q}_F = K \theta_0 = 350 \cdot 5,36 = 1876 \text{ Вт/м}^2$$

Необходимая поверхность теплообмена составит:

$$F = \dot{Q}_0^n / \dot{q}_F = 571 \text{ 000} / 1876 = 304 \text{ м}^2.$$

Подбираем [10, 11] два аппарата типа ИКТ-140 ($F^n = 154 \text{ м}^2$). Уточненное значение плотности теплового потока при выбранных условиях определяем по методике, изложенной в гл. 2. Плотность теплового потока по внутренней поверхности $\dot{q}_F^{ин} = 1985 \text{ Вт/м}^2$. Тогда плотность теплового потока по среднему диаметру труб

$$\dot{q}_F = \dot{q}_F^{ин} d_{ин} / d_{ср} = 1985 \cdot 0,019 / 0,022 = 1714 \text{ Вт/м}^2$$

Средний коэффициент теплопередачи

$$K = \dot{q}_F / \theta_0 = 1714 / 5,36 = 320 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

т. е. несколько ниже принятого значения.

Тепловой поток, передаваемый поверхностью двух испарителей ИКТ-140, равен

$$\dot{Q}_0 = 2F^n \dot{q}_F = 2 \cdot 154 \cdot 1714 = 528 \text{ кВт.}$$

Величина \dot{Q}_0 меньше расчетной тепловой нагрузки $\dot{Q}_0^* = 571 \text{ кВт}$, поэтому устанавливаем два аппарата типа ИКТ-180 ($F^n = 193 \text{ м}^2$) [10, 11]. Поскольку технические характеристики испарителей ИКТ-140 и ИКТ-180 различаются только длиной труб, не будем повторно уточнять плотность теплового потока \dot{q}_F . Суммарный тепловой поток в двух испарителях ИКТ-180 равен

$$\dot{Q}_0 = 2F^n \dot{q}_F = 2 \cdot 193 \cdot 1714 = 662 \text{ кВт,}$$

что обеспечивает расчетную тепловую нагрузку с запасом.

Подбор и расчет конденсаторов. Исходные данные: тепловая нагрузка $\dot{Q}^{кд} = 796,6 \text{ кВт}$; температура конденсации аммиака $t_k = 35 \text{ }^\circ\text{C}$; температура воды на входе в аппарат $t_{в1} = 27 \text{ }^\circ\text{C}$; температура воды на выходе из аппарата $t_{в2} = 31 \text{ }^\circ\text{C}$.

При оборотной системе водоснабжения холодильной установки обычно применяют кожухотрубчатые конденсаторы. Ориентировочно коэффициент теплопередачи для аммиачных аппаратов такого типа $K = 800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ [7, 8]. Средний температурный напор в конденсаторах

$$\theta_k = (t_{в2} - t_{в1}) / \ln \frac{t_k - t_{в1}}{t_k - t_{в2}} = (31 - 27) / \ln \frac{35 - 27}{35 - 31} = 5,77 \text{ }^\circ\text{C}. \quad (12.15)$$

Плотность теплового потока

$$\dot{q}_F = K \theta_k = 800 \cdot 5,77 = 4616 \text{ Вт/м}^2$$

Необходимая поверхность теплообмена ориентировочно составит

$$F = \dot{Q}^{кд} / \dot{q}_F = 796 \text{ 600} / 4616 = 172 \text{ м}^2.$$

Выбираем [10, 11] два конденсатора КТГ-90 ($F^{кд} = 90 \text{ м}^2$). Уточненное (см. гл. 2) значение плотности теплового потока (по внутренней поверхности) при выбранных условиях $\dot{q}_F^{ин} = 6125 \text{ Вт/м}^2$; расчетная плотность потока (по среднему диаметру труб)

$$\dot{q}_F = \dot{q}_F^{ин} d_{ин} / d_{ср} = 6125 \cdot 0,02 / 0,0225 = 5444 \text{ Вт/м}^2$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = \dot{q}_F / \theta_k = 5444 / 5,77 = 943 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

т. е. больше принятого значения $K=800$ Вт/(м²·К). Тепловой поток, передаваемый поверхностью двух конденсаторов КТГ-90, равен

$$\dot{Q} = 2F^{ка} \dot{q}_F = 2 \cdot 90 \cdot 5444 = 980 \text{ кВт.}$$

что обеспечивает с запасом тепловую нагрузку конденсаторов: $Q^{ка} = 796,6$ кВт.

Подбор вспомогательного оборудования. Вспомогательное оборудование аммиачного контура (маслоотделители, ресиверы, отделители жидкости) подбирают по техническим данным основного холодильного оборудования с учетом эксплуатационных норм. Маслоотделитель выбираем по диаметру нагнетательного патрубка компрессора и проверяем скорость паров в аппарате. Для компрессора П220 диаметр нагнетательного патрубка $d_n = 0,1$ м. В соответствии с этим подбираем [7, 12] маслоотделитель циклонного типа марки 100МО (диаметр корпуса $D = 0,426$ м). Скорость паров в сосуде не должна превышать 1 м/с [13] Рассчитаем скорость паров:

$$w = 4\dot{m}^k v_2 / (\pi D^2) = 4 \cdot 0,131 \cdot 0,145 / (\pi \cdot 0,462^2) = 0,13 \text{ м/с} < 1 \text{ м/с.} \quad (12.16)$$

где \dot{m}^k — массовая производительность одного компрессора П220 в условиях расчетного цикла; v_2 — удельный объем паров на линии нагнетания при $P = 1,35$ МПа и температуре нагнетания $t = 140$ °С.

Некоторое количество масла все же уносится в систему и скапливается в нижней части аппаратов, откуда периодически удаляется через маслосборник (на схеме не показан). В холодильной установке данной производительности достаточно использовать один маслосборник марки 300СМ.

В качестве ресиверов используют горизонтальные цилиндрические сосуды. Емкость линейных ресиверов определяют, исходя из возможности создания запаса аммиака в количестве 45 % емкости испарительной системы с учетом их 50 %-ного заполнения в рабочем режиме [13]:

$$\sum V_{рп} = 0,45 \sum V'' / 0,5 = 0,45 \cdot 2 \cdot 2,64 / 0,5 = 4,75 \text{ м}^3$$

В нашем случае установлены два испарителя ИКТ-180: объем межтрубного пространства каждого испарителя $V'' = 2,64$ м³ Необходимая емкость обеспечивается установкой двух линейных ресиверов марки 2,5РВ [7, 12].

Емкость дренажного ресивера определяют, исходя из возможности приема жидкого аммиака из наиболее крупного аппарата (в данном случае испарителя) с учетом предельного заполнения не более 80 % объема:

$$\sum V_{др} = 1,2 V'' = 1,2 \cdot 2,64 = 3,17 \text{ м}^3.$$

Устанавливаем один дренажный ресивер марки 3,5РД емкостью 3,5 м³

Отделители жидкости устанавливаем после каждого испарителя и подбираем по диаметру парового патрубка испарителя. Для испарителя ИКТ-180 диаметр парового патрубка $d = 150$ мм; устанавливаем отделители жидкости марки 150ОЖ [7, 12] с паровым патрубком диаметром $d = 150$ мм; диаметр сосуда $D = 800$ мм. Скорость паров в сосуде не должна превышать 0,5 м/с [13]

$$w = 4\dot{m}^k v_1 / (\pi D^2) = 4 \cdot 0,262 \cdot 0,757 / (\pi \cdot 0,8^2) = 0,39 \text{ м/с} < 0,5.$$

Массовый расход аммиака через один испаритель в условиях расчетного цикла находим как половину общего массового расхода аммиака в установке:

$$\dot{m}'' = 0,5 \sum_{i=1}^4 \dot{m}_i = 0,5 \cdot 0,524 = 0,262 \text{ кг/с.}$$

При эксплуатации холодильной установки в верхней части конденсаторов и ресиверов скапливаются неконденсирующиеся газы (обычно воздух). При этом повышается общее давление в линии нагнетания и ухудшается интенсивность теплообмена в конденсаторах, что в конечном счете приводит к росту затрат энергии. Удаление воздуха осуществляется автоматическим воздухоотделителем (на схеме (рис. 12.1) не показан). Один воздухоотделитель типа АВ-4 обеспечивает удаление воздуха из установки холодильной мощностью до 1700 кВт [13]

Расчет коммуникаций. После подбора холодильного оборудования формируют монтажно-технологическую схему аммиачного контура холодильной установки, на основании которой определяют длину коммуникаций, число поворотов, переходов и других местных сопротивлений.

Расчет трубопроводов аммиачного контура — это определение категории трубопроводов, выбор вида и материала труб, расчет сечения трубопроводов и проверка фактического падения давления в коммуникациях. Все трубопроводы для аммиака, независимо от давления и температуры, относятся к категории I [13]. При диаметре условного прохода до 40 мм применяют бесшовные холоднотянутые трубы, при больших диаметрах — бесшовные горячекатаные. При температуре эксплуатации выше $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ используют трубы, изготовленные из стали 20. Диаметры трубопроводов, непосредственно присоединяемых к компрессорам и основным аппаратам, определяют по диаметру выходного патрубка, диаметры общих коммуникаций — по рекомендуемым значениям оптимальной скорости: для паров — 15 м/с, для жидкого аммиака — 0,5 м/с [6, 13]. Общая схема расчета трубопроводов соответствует принятой в гл. 1.

Допустимое падение давления на нагнетательном трубопроводе 15 кПа, что соответствует кажущемуся повышению температуры конденсации на $0,5\text{ }^{\circ}\text{C}$; при этом расход энергии увеличивается на 1 % [13].

Допустимое падение давления на всасывающем трубопроводе составляет 8 кПа, что соответствует кажущемуся понижению температуры кипения на $1\text{ }^{\circ}\text{C}$; при этом холодильная мощность снижается на 4 % [13]. Допустимое падение давления на жидкостной линии от ресивера до дроссельного устройства на испарителе составляет 25 кПа [6].

При выборе диаметра трубопроводов аммиачного контура должно соблюдаться условие $\Delta P < \Delta P_{\text{доп}}$.

12.1.4. Расчет контура хладоносителя

При использовании закрытых охлаждаемых аппаратов и кожухотрубчатых испарителей применяют закрытые двух- или трехтрубные схемы циркуляции, в которых отсутствует свободный уровень хладоносителя, находящийся под атмосферным давлением. В данном случае использована двухтрубная схема (рис. 12.6). Хладоноситель после насосов 1 направляется в испарители 2 холодильной установки и далее через расходомер в фильтр 3 — к коллектору 4, установленному обычно в технологическом цехе.

Поток хладоносителя, охлажденный в испарителях до заданной температуры, разделяется по объектам охлаждения (на схеме конденсатор толуола 5), где подогревается. Потоки подогретого хладоносителя от всех объектов охлаждения объединяются коллектором 7 и по общему трубопроводу подаются к насосам. Для компенсации температурных изменений объема хладоносителя установлен расширительный бак 6 в самой верхней точке циркуляционного контура (на 1—2 м выше верхней отметки объектов охлаждения). Расширительный бак соединен с обратным коллектором, избыток хладоносителя при тепловом расширении сливается в приемный бак. В циркуляционном контуре обычно устанавливают датчики приборов местного и дистанционного контроля температуры, давления и расхода хладоносителя, исполнительные органы систем автоматического пуска и остановки насосов, подключения объектов охлаждения.

При проектировании контура хладоносителя необходимо рассчитать сечение трубопроводов, определить падение давления в отдельных элементах и в контуре в целом, подобрать насосы и определить расход энергии на циркуляцию хладоносителя, а также рассчитать объем расширительного бака.

Все коммуникации для хладоносителей, независимо от параметров, относятся к категории V; при этом используют электросварные трубы [13].

По уравнениям раздела 11 рассчитаны параметры трубопроводов хладоносителя на внешних коммуникациях от холодильной станции до коллекторов в технологическом цехе и трубопроводов внутренней разводки от коллектора к аппаратам конденсации толуола.

Гидравлическое сопротивление испарителя ИКТ-180 рассчитывают как сумму сопротивлений трения в трубах и местных сопротивлений. Общее падение давления в циркуляционном контуре хладоносителя $\Delta P_c = 201,4$ кПа.

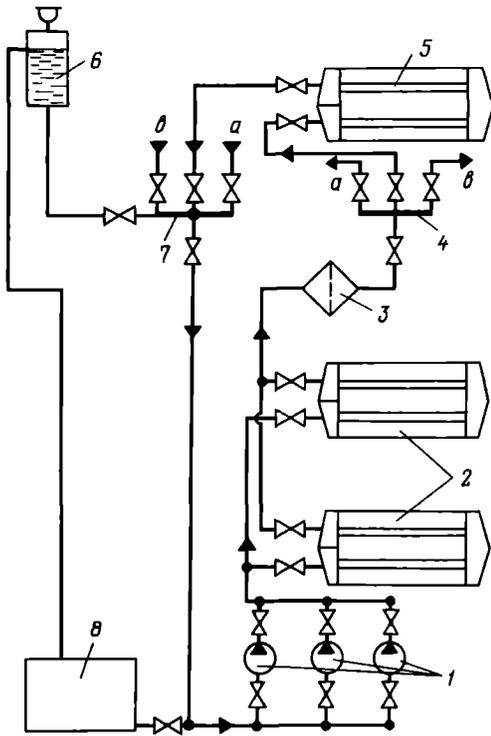
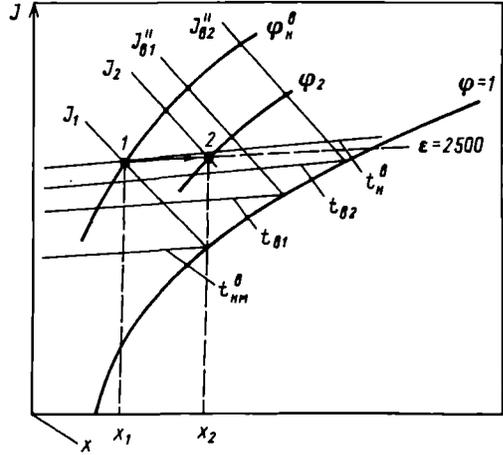


Рис. 12.6. Схема циркуляции хладоносителя:

1 — насосы; 2 — испарители аммиака; 3 — фильтр; 4 — распределительный коллектор; 5 — конденсатор толуола; 6 — расширительный бак; 7 — возвратный коллектор; 8 — емкость для слива хладоносителя

Рис. 12.7 Изменение состояния воздуха в вентиляционной градирне



Насосы для циркуляции хладоносителя подбирают по объемной производительности и необходимому напору. Общий объемный расход хладоносителя

$$\dot{V}_x = \dot{Q}_n / (\rho \cdot c_x \cdot \Delta t_x) = 571 / (1258 \cdot 2,79 \cdot 3) = 0,054 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Необходимый напор насоса для замкнутого циркуляционного контура равен общему гидравлическому сопротивлению сети, т. е. $\Delta P_n \geq \Delta P_c = 201,4 \text{ кПа}$. Для водных растворов обычно применяют центробежные насосы консольного типа. Устанавливаем два рабочих и один резервный насос 6К-12 (объемная производительность насоса $\dot{V}_n = 0,03 \text{ м}^3/\text{с}$, полный напор $\Delta P_n = 220 \text{ кПа}$, к. п. д. насоса $\eta_n = 0,8$, мощность электродвигателя $\dot{W} = 14 \text{ кВт}$ [7]). Мощность на валу насоса при напоре, равном сопротивлению сети:

$$\dot{W}_n = \dot{V}_n \Delta P_c / \eta_n = 0,03 \cdot 201,4 / 0,8 = 7,55 \text{ кВт}.$$

Коэффициент загрузки асинхронного двигателя (см. рис. 12.5)

$$k_s = \dot{W}_n / \dot{W} = 7,55 / 14 = 0,54.$$

К. п. д. двигателя $\eta_{дв} = 0,8$; к. п. д. передачи $\eta_n = 1$. Электрическая мощность, потребляемая двигателем одного насоса, равна

$$\dot{W}_э = \dot{W}_n / (\eta_n \eta_{дв}) = 7,55 / (1 \cdot 0,8) = 9,44 \text{ кВт}.$$

Общий расход энергии на циркуляцию хладоносителя в холодильной установке $\dot{W}_x = 2 \dot{W}_э = 2 \cdot 9,44 = 18,88 \text{ кВт}$.

Минимальный объем расширительного бака рассчитывают по условию максимального эксплуатационного изменения температуры хладоносителя $V_6 > V\beta M$.

Объем контура хладоносителя равен сумме объемов трубного пространства двух испарителей ИКТ-180, конденсаторов толуола и объема коммуникаций. Объем трубного пространства испарителя $V_{тр}^n = 0,95 \text{ м}^3$ [10]. Конденсаторы толуола не рассчитывались,

поэтому оценим суммарный объем трубного пространства технологических аппаратов конденсации $\sum V_{\text{тр}}^{\text{ка}} = 4 \text{ м}^3$ Тогда

$$V = 2V_{\text{тр}}^{\text{в}} + \sum V_{\text{тр}}^{\text{ка}} + V_{\text{в}} = 2V_{\text{тр}}^{\text{в}} + \sum V_{\text{тр}}^{\text{ка}} + \pi D_{1\text{вн}}^2 L_1 / 4 + \pi D_{2\text{вн}}^2 L_2 / 4 = 2 \cdot 0,95 + 4,0 + \pi \cdot 0,313^2 \cdot 250 / 4 + \pi \cdot 0,207^2 \cdot 100 / 4 = 28,4 \text{ м}^3$$

Здесь $D_{1\text{вн}}$ и L_1 — внутренний диаметр и длина труб в коммуникациях хладоносителя от аппаратов коллектора; $D_{2\text{вн}}$ и L_2 — диаметр и длина труб между коллекторами 4 и 7 (см. рис. 12.6).

Максимальное изменение температуры хладоносителя при полном отключении установки $\Delta t = t^{\text{в}} - t_{\text{х}} = 35 - (-20) = 55 \text{ }^{\circ}\text{C}$; коэффициент объемного расширения хладоносителя $\beta = 3,4 \cdot 10^{-4} \text{ К}^{-1}$ [7] Объем расширительного бака $V_6 = 28,4 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4} \cdot 55 \approx 0,5 \text{ м}^3$

12.1.5. Расчет системы оборотного водоохлаждения

Проектирование системы оборотного водоохлаждения предполагает подбор и поверочный расчет вентиляторных градирен, расчет трубопроводов, подбор циркуляционных насосов и определение расхода энергии на работу системы водоохлаждения.

Подбор и расчет градирен выполним упрощенно, используя рекомендации [13]; более точные подходы к расчету водоохлаждающих систем различных типов изложены в [14, 15].

Подбор и расчет вентиляторных градирен. Исходные данные: тепловая нагрузка $\dot{Q} = 796,6 \text{ кВт}$; расход охлаждаемой воды $m_{\text{в}} = 47,6 \text{ кг/с}$; температура воды на входе в градирню $t_{\text{в}2} = 31 \text{ }^{\circ}\text{C}$; температура охлажденной воды $t_{\text{в}1} = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Состояние наружного воздуха: $t_{\text{н}}^{\text{в}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $\varphi_{\text{н}}^{\text{в}} = 33 \%$.

Предварительно определим тип градирен и их число, задаваясь ориентировочным значением удельной тепловой нагрузки \dot{q}_F или плотностью орошения g . Для вентиляторной пленочной градирни ширину зоны охлаждения (т. е. охлаждение воды в градирне) примем равной подогреву в конденсаторах $\Delta t_{\text{в}} = t_{\text{в}2} - t_{\text{в}1} = 4 \text{ }^{\circ}\text{C}$, пренебрегая тепловым эффектом притока свежей воды на подпитку системы (не более 10 %). Плотность орошения обычно находится в пределах 2,5—3 кг/(м²·с): примем $g = 2,5 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$ [13] Удельная тепловая нагрузка (на единицу площади сечения градирни) равна

$$\dot{q}_F = g c_{\text{в}} \Delta t_{\text{в}} = 2,5 \cdot 4,18 \cdot 4 = 41,8 \text{ кВт/м}^2. \quad (12.17)$$

Необходимая суммарная площадь поперечного сечения охлаждающих устройств

$$F_{\text{п.с.}} = \dot{Q} / \dot{q}_F = 796,6 / 41,8 = 19,06 \text{ м}^2,$$

что обеспечивается тремя градирнями марки ГПВ-320 [13].

Поверочный расчет градирни сводится к определению действительного теплового потока на основе уравнения [13]:

$$\dot{Q}_{\text{гр}} = \beta \Delta I F_{\text{гр}}, \quad (12.18)$$

где β — эмпирический коэффициент, имеющий смысл потока Рейнольдса [14], кг/(м²·с); $F_{\text{гр}}$ — поверхность соприкосновения воды с воздухом, м²; $\Delta I_{\text{гр}}$ — средняя разность энтальпий влажного воздуха в потоке и в пограничном слое у поверхности воды, кДж/кг.

Средняя разность энтальпий для противотока равна:

$$\Delta I_{\text{гр}} = [(I''_{\text{в}2} - I_2) - (I''_{\text{в}1} - I_1)] / \ln \frac{I''_{\text{в}2} - I_2}{I''_{\text{в}1} - I_1}, \quad (12.19)$$

где $I''_{\text{в}2}$ и $I''_{\text{в}1}$ — энтальпии насыщенного воздуха при температуре воды на входе $t_{\text{в}2}$ и на выходе $t_{\text{в}1}$; I_1 и I_2 — энтальпии воздуха на входе и на выходе.

Энтальпии I_1 , $I''_{\text{в}1}$ и $I''_{\text{в}2}$ находим по диаграмме $I-x$ для воздуха (рис. 12.7): $I_1 = 65 \text{ кДж/кг}$; $I''_{\text{в}1} = 85,82 \text{ кДж/кг}$; $I''_{\text{в}2} = 106,04 \text{ кДж/кг}$. Энтальпию воздуха на выходе

из градири найдем из уравнения теплового баланса градири:

$$\dot{Q}_{гр} = \dot{m}'_в c_в (t_{в2} - t_{в1}) = \dot{m}_{вх} (I_2 - I_1) (1 - c_в t_{в1} / \epsilon), \quad (12.20)$$

где $\dot{m}'_в$ — массовый расход воды через одну градирию:

$$\dot{m}'_в = \dot{m}_в / 3 = 47,6 / 3 = 15,87 \text{ кг/с};$$

$\dot{m}_{вх}$ — массовый расход воздуха [13]

$$\dot{m}_{вх} = \dot{V}_{вх} \rho_{вх} = 16,9 \cdot 1,147 = 19,4 \text{ кг/с};$$

$\epsilon = (I_2 - I_1) / (x_2 - x_1)$ — отношение, характеризующее процесс изменения состояния воздуха; для летнего режима, близкого к изотермическому, $\epsilon = 2500 \text{ кДж/кг}$ [13]

Из уравнения (12.20) находим

$$I_2 = I_1 + \frac{\dot{m}'_в c_в (t_{в2} - t_{в1})}{\dot{m}_{вх} (1 - c_в t_{в1} / \epsilon)} = 65 + \frac{15,87 \cdot 4,18 (31 - 27)}{19,4 (1 - 4,18 \cdot 27 / 2500)} = 79,3 \text{ кДж/кг}.$$

По диаграмме $I - x$ находим конечное состояние воздуха в процессе (см. рис. 12.7). При $\epsilon = 2500 \text{ кДж/кг}$ и $I_2 = 79,3 \text{ кДж/кг}$ $\varphi_2 = 50 \%$, что вполне допустимо. Среднюю разность энтальпий находим по уравнению (12.19):

$$\Delta I_{ср} = [(106,04 - 79,3) - (85,82 - 65)] / \ln \frac{106,04 - 79,3}{85,82 - 65} = 23,66 \text{ кДж/кг}.$$

Коэффициент β для щелевой и сотовочной регулярной насадки рассчитывают по уравнению [13]:

$$\beta = 0,284 (\omega \rho)^{0,57} g_{вр}^{0,29} (L/d_3)^{-0,515}, \quad (12.21)$$

где $(\omega \rho)$ — массовая скорость воздуха в свободном сечении насадки; $g_{вр}$ — плотность орошения на 1 м смоченного периметра; L — высота насадки; d_3 — эквивалентный диаметр щели ($d_3 = 3,65 \text{ мм}$) [13].

Подставив численные значения, получим:

$$\begin{aligned} \omega \rho &= \dot{m}_{вх} / F_{воз} = 19,4 / 4,1 = 4,73 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}); \\ g_{вр} &= \dot{m}'_в / (F_{п.с} F_v) = 15,87 / (6,5 \cdot 690) = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с}); \\ L &= F_{гр} / (F_v F_{пс}) = 772 / (690 \cdot 6,5) = 0,172 \text{ м}. \end{aligned}$$

Значения поверхности градири $F_{гр}$, удельной поверхности насадки F_v , поперечного сечения $F_{п.с}$ и свободного сечения $F_{воз}$ взяты из [13].

Уравнение (12.21) применимо для режима пленочного течения при $\omega \rho \leq 5 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $g_{вр} \leq 1,7 \cdot 10^{-2} \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$ и $L/d_3 \leq 70$, что соответствует данному расчету. Коэффициент β в градири равен

$$\beta = 0,284 (4,73)^{0,57} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,29} (172/3,65)^{-0,515} = 18,3 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тепловой поток для одной градири находим по уравнению (12.18):

$$\dot{Q}_{гр} = 18,3 \cdot 10^{-3} \cdot 23,66 \cdot 772 = 334 \text{ кВт}.$$

Возможная тепловая нагрузка трех градири $\dot{Q} = 3 \dot{Q}_{гр} = 3 \cdot 334 = 1002 \text{ кВт}$, что больше расчетной на 25 %.

Расчет энергии на привод двух вентиляторов градири ГПВ-320 равен:

$$\dot{W}_{вт} = \dot{V}_{воз} \Delta P_{воз} / (1000 \eta_v \eta_{п.дв}) = 16,9 \cdot 187 / (1000 \cdot 0,5 \cdot 1 \cdot 0,85) = 7,4 \text{ кВт}.$$

При этом напор, развиваемый вентилятором, равен сумме сопротивления градири и потери напора на выходе:

$$\Delta P_{вт} = \Delta P_{воз} + \rho_{во} \omega_{вх}^2 / 2 = 160 + 1,147 \cdot 6,9^2 / 2 = 187 \text{ Па}.$$

Скорость воздуха на выходе из градирни

$$w_{\text{вых}} = (\dot{V}_{\text{воз}}/2) / (\pi D_{\text{вт}}^2/4) = (16,9/2) / (\pi \cdot 1,25^2/4) = 6,9 \text{ м/с},$$

где $D_{\text{вт}}$ — диаметр вентиляторов градирни.

Мощность, потребляемая вентиляторами трех градирен, равна:

$$\sum \dot{W}_{\text{вт}} = 3 \dot{W}_{\text{вт}} = 3 \cdot 7,4 = 22,2 \text{ кВт}.$$

Коммуникации оборотной воды относятся к категории V; для них применяют электросварные трубы [13]. Гидравлический расчет коммуникаций оборотной системы проводится аналогично расчету контура промежуточного хладоносителя. Приводим результаты расчета, необходимые в дальнейшем для оценки энергетической эффективности установки.

Сопrotивление напорной линии от насосов до градирни $\Delta P_1 = 9,8$ кПа. Сопrotивление всасывающей линии от резервуара градирни до насоса $\Delta P_2 = 2$ кПа.

Гидравлическое сопротивление трубного пространства конденсатора КТГ-90 рассчитываем по уравнениям гл. 2; $\Delta P_{\text{ка}} = 133,2$ кПа. Напор, необходимый для работы центробежных форсунок водораспределителя градирни, находим по гидравлическим характеристикам форсунок: $\dot{m}_{\text{ф}} = f(\Delta P_{\text{ф}})$ [16]. Расход воды через одну форсунку

$$\dot{m}_{\text{ф}} = \dot{m}_{\text{в}} / (3n_{\text{ф}}) = 47,6 / (3 \cdot 24) = 0,66 \text{ кг/с},$$

при этом $\Delta P_{\text{ф}} = 25$ кПа.

Общее падение давления в контуре оборотной воды

$$\Delta P_{\text{с}} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_{\text{ка}} + \Delta P_{\text{ф}} = 9,8 + 2 + 133,2 + 25 = 170 \text{ кПа}.$$

Общий объемный расход воды равен

$$\dot{V}_{\text{в}} = \dot{Q} / (c_{\text{в}} \rho_{\text{в}} \Delta t_{\text{в}}) = 796,6 / (996 \cdot 4,18 \cdot 4) = 0,048 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Полный напор, развиваемый насосом (см. гл. 1), равен:

$$\Delta P_{\text{н}} = \Delta P_{\text{с}} + \rho_{\text{в}} g H_{\text{г}} = 170 + 996 \cdot 9,81 \cdot 2,5 = 194,5 \text{ кПа},$$

где $H_{\text{г}} = 2,5$ м — геометрическая высота подъема воды, равная высоте градирни [13]

Устанавливаем два рабочих и один резервный насос консольного типа 6К-12 [7]. Объемная производительность насоса $0,03 \text{ м}^3/\text{с}$, полный напор $\Delta P_{\text{н}} = 220$ кПа, к. п. д. насоса $\eta_{\text{н}} = 0,8$, мощность электродвигателя $\dot{W} = 14$ кВт. Мощность на валу насоса при напоре, равном сопротивлению сети:

$$\dot{W}_{\text{н}} = \dot{V}_{\text{н}} \Delta P_{\text{с}} / \eta_{\text{н}} = 0,03 \cdot 194,5 / 0,8 = 7,29 \text{ кВт}.$$

Коэффициент загрузки двигателя

$$k_3 = \dot{W}_{\text{н}} / \dot{W} = 7,29 / 14 = 0,52.$$

Этот коэффициент слишком мал, поэтому целесообразно заменить комплектный электродвигатель двигателем меньшей мощности ($\dot{W} = 10$ кВт). Тогда при коэффициенте загрузки $k_3 = 7,29 / 10 = 0,73$ получим $\eta_{\text{ав}} = 0,85$.

Электрическая мощность, потребляемая двигателем одного водяного насоса (см. рис. 12.5), равна:

$$\dot{W}_3 = \dot{W}_{\text{н}} / (\eta_{\text{н}} \eta_{\text{ав}}) = 7,29 / (1 \cdot 0,85) = 8,58 \text{ кВт}.$$

Общий расход энергии на циркуляцию воды

$$\sum \dot{W}_3 = 2 \cdot 8,58 = 17,15 \text{ кВт}.$$

Общий расход энергии на работу водоохлаждающих устройств равен сумме расходов энергии на приводы вентиляторов градирни и водяные насосы:

$$\dot{W}_{\text{в}} = \sum \dot{W}_{\text{вт}} + \sum \dot{W}_3 = 22,2 + 17,15 = 39,35 \text{ кВт}.$$

12.1.6. Расчет тепловой изоляции

Охлаждаемые объекты, оборудование и коммуникации холодильных установок, работающие при температурах ниже температуры среды, покрывают тепловой изоляцией, а также слоем паро- и гидроизоляционных материалов, предотвращающих проникновение в изоляцию влаги (паров из окружающего воздуха, капельной влаги от поверхностного конденсата). Для изоляции используют эффективные влагостойкие теплоизоляционные материалы с объемной массой от 20 до 250 кг/м³, теплопроводностью от 0,028 до 0,075 Вт/(м·К). Расчет изоляции заключается в определении толщины изоляционного слоя, обеспечивающего предотвращение конденсации влаги из окружающего воздуха на поверхности изоляции, и в определении действительного теплопритока к объекту.

В данной установке тепловой изоляции подлежат испарители, отделители жидкости, воздухоотделитель, дренажный ресивер, коммуникации и арматура линии всасывания, а также весь контур хладоносителя.

В качестве примера приведем расчет тепловой изоляции всасывающей линии аммиачного контура.

Исходные данные: диаметр трубопровода $D_{н1}=219$ мм, температура паров аммиака $t_a=-24$ °С, температура и влажность атмосферного воздуха в помещении цеха $t_n=30$ °С, $\varphi_n=70$ % [12].

Холодильные трубопроводы изолируют стандартными элементами из полистирольного пенопласта в виде сегментов. Теплопроводность пенополистирола ПСВ-С $\lambda_{н3}=0,04$ Вт/(м·К) [13]. Минимальную толщину изоляции, найденную из условия исключения конденсации атмосферной влаги ($t_n \geq t_p$), рассчитывают по уравнению [13]:

$$(t_n - t_a) / (t_n - t_p) = 1 + [(\alpha_n D_{н3}^{\min}) / (2\lambda_{н3})] \ln (D_{н3}^{\min} / D_{н1}), \quad (12.22)$$

где t_p — точка росы, которую находят по диаграмме $l-x$ влажного воздуха: при $t_n=30$ °С, $\varphi_n=70$ %, $t_p=23,6$ °С; α_n — коэффициент теплоотдачи от наружного воздуха к поверхности изоляции; $\alpha_n=7$ Вт/(м²·К) [6]; $D_{н3}^{\min}$ — наружный диаметр изолированного трубопровода, м.

Максимальная толщина слоя изоляции $\delta_{\min} = (D_{н3}^{\min} - D_{н1}) / 2$.

Уравнение (12.22) решается методом последовательных приближений. В данном случае $D_{н3}=294$ мм, $\delta_{\min}=37,5$ мм. Устанавливаем стандартные элементы марки СК-8 с $D_{н3}^{\text{н}}=221$ мм, $D_{н3}^{\text{в}}=391$ мм, $l=500$ мм и $\delta_{н3}=85$ мм. Снаружи слой изоляции покрывают слоем паро- и гидроизоляции — обычно гидроизолом марки ГН-1 [13].

Действительный коэффициент теплопередачи от наружного воздуха к потоку аммиака равен:

$$K_l = 1 / \left(\frac{1}{2\lambda_{н3}} \ln \frac{D_{н3}^{\text{в}}}{D_{н3}^{\text{н}}} + \frac{1}{\alpha_n D_{н3}^{\text{н}}} \right) = \quad (12.23)$$

$$= 1 / \left(\frac{1}{2 \cdot 0,04} \ln \frac{0,391}{0,221} + \frac{1}{7 \cdot 0,391} \right) = 0,094 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Теплоприток через изоляцию к потоку аммиака во всасывающей линии длиной $L_{вс}=50$ м составляет

$$\Delta \dot{Q}_{вс} = K_l (t_n - t_a) L_{вс} = 0,094 \cdot [30 - (-24)] \cdot 50 = 0,8 \text{ кВт}.$$

Аналогично рассчитывают изоляцию других низкотемпературных аппаратов и коммуникаций установки, при этом для изоляции трубопроводов используют стандартные элементы из пенополистирола. Аппараты обычно изолируют пенополиуретаном в виде монолитного бесшовного слоя, наносимого методом напыления и вспенивания [13]. Для данной установки приток тепла через изоляцию составил: для трубопроводов хладоносителя длиной $L=350$ м $\Delta \dot{Q}_x=9,3$ кВт; для испарителей $\Delta \dot{Q}^{\text{н}}=1,5$ кВт; для отделителей жидкости $\Delta \dot{Q}_{о.ж}=0,6$ кВт.

Суммарный приток тепла к низкотемпературным частям холодильной установки

$$\sum \Delta \dot{Q} = \Delta \dot{Q}_{вс} + \Delta \dot{Q}^{\text{н}} + \Delta \dot{Q}_{о.ж} + \Delta \dot{Q}_x = 0,8 + 1,5 + 0,6 + 9,3 = 12,2 \text{ кВт}.$$

что составляет 3,1 % от тепловой нагрузки $\dot{Q}_l=393$ кВт. При расчете холодильного оборудования запас холодильной мощности принимался равным 10 %.

12.1.7. Определение параметров рабочего режима холодильной установки

Действительные параметры режима (прежде всего температуры кипения и конденсации) будут отличаться от принятых ранее в результате подбора типового оборудования.

При фиксированных значениях внешних параметров — температурах хладоносителя t_{x2} и охлаждающей воды $t_{в1}$ — и постоянстве массовых расходов этих потоков задача сводится к

определению рабочей точки холодильной машины. При этом производительность двух испарителей и трех рабочих компрессоров должна совпадать, а тепловая нагрузка двух конденсаторов должна соответствовать тепловому потоку, определяемому по уравнению энергетического баланса (12.13). Внутренние параметры холодильной машины — температуры кипения и конденсации t_0 и t_k , определяющие положение рабочей точки, находят совместным решением системы уравнений:

$$\dot{Q}_0^k = q_0 \dot{m}^k n^k = \frac{\lambda}{v_1} (i_1 - i_4) \dot{V}_1^k n^k; \quad (12.24)$$

$$\dot{Q}_0^m = \dot{m}_x c_x (t_{x2} - t_0) \left[\exp \left(\frac{k^m F^m}{\dot{m}_x c_x} \right) - 1 \right]; \quad (12.25)$$

$$\dot{Q}^k = \dot{Q}_0^k + \dot{W}_1^k n^k = \frac{\lambda}{v_i} \left[(i_1 - i_4) + \frac{i_2 - i_1}{\eta_i} \right] \dot{V}_1^k n^k; \quad (12.26)$$

$$\dot{Q}^{kl} = \dot{m}_b c_b (t_k - t_{b1}) \left[1 - \exp \left(- \frac{k^{kl} F^{kl}}{\dot{m}_b c_b} \right) \right]. \quad (12.27)$$

Уравнение (12.24) дает аналитическое выражение суммарной холодильной мощности работающих компрессоров; уравнение (12.26) определяет тепловую нагрузку на конденсаторы как функцию объемных и энергетических к. п. д. компрессора (λ и η_i) и удельных величин, характеризующих холодильный цикл: холодопроизводительности $q_0 = i_1 - i_4$, работы $l_s = i_2 - i_1$ и объема всасывающих паров v_1 . Поскольку λ , η_i , q_0 , l_s и v_1 в конечном счете определяются температурами кипения и конденсации, то можно считать, что

$$\dot{Q}_0^k = f(t_0, t_k) \quad \text{и} \quad \dot{Q}^k = f(t_0, t_k).$$

Уравнения (12.25) и (12.27) позволяют рассчитать тепловые потоки, передаваемые в испарителях и конденсаторах при различных режимах работы. При постоянстве массовых расходов хладонотителя и воды ($\dot{m}_x = \text{const}$, $\dot{m}_b = \text{const}$), фиксированных значениях t_{x2} и t_{b1} , и неизменной интенсивности теплообмена в аппаратах ($k^m = \text{const}$, $k^{kl} = \text{const}$) характеристики испарителей и конденсаторов являются линейной функцией соответственно t_0 и t_k :

$$\dot{Q}_0^m = f(t_0) \quad \text{и} \quad \dot{Q}^{kl} = f(t_k).$$

Положение рабочей точки находят решением системы уравнений (12.24) — (12.27) методом последовательных приближений. Вначале совмещением характеристик компрессоров и испарителей [уравнения (12.24) и (12.25)] при расчетном значении температуры конденсации $t_k = 35^\circ\text{C}$ находят приближенное значение t_0' . Далее совместным решением уравнений (12.26), (12.27) при постоянной температуре кипения t_0' находят температуру конденсации t_k' . Повторение этих операций позволяет уточнить значения t_0 и t_k .

Графическая иллюстрация указанных вычислительных операций выполнена на рис. 12.8. Необходимые значения параметров, входящих в уравнения (12.24) — (12.27), рассчитаны по методике, изложенной ранее, и представлены в табл. 12.1 и 12.2.

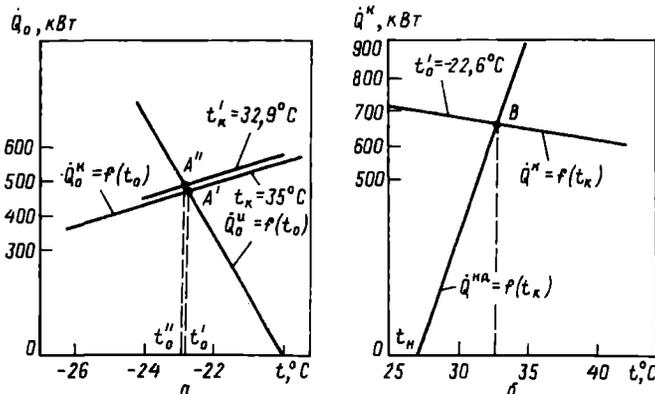


Рис. 12.8. Определение параметров рабочего режима холодильной установки: a — температуры кипения; b — температуры конденсации

Таблица 12.1. Расчет холодильной мощности компрессоров

Определяемые параметры	$t_k=35\text{ }^\circ\text{C}$ при $t_0, \text{ }^\circ\text{C}$				$t_k=32,9\text{ }^\circ\text{C}$ при $t_0, \text{ }^\circ\text{C}$		
	-20	-22	-24	-26	-20	-22	-24
P_0 , МПа	0,190	0,174	0,159	0,145	0,190	0,174	0,159
P_k , МПа	1,35	1,35	1,35	1,35	1,28	1,28	1,28
P_k/P_0	7,1	7,76	8,5	9,3	6,74	7,36	8,05
λ	0,65	0,626	0,592	0,559	0,666	0,639	0,610
v_1 , м ³ /кг	0,6419	0,6965	0,7569	0,8240	0,6419	0,6965	0,7569
i_1 , кДж/кг	1669	1666	1664	1660	1669	1666	1664
i_3 , кДж/кг	574	574	574	574	564	564	564
q_0 , кДж/кг	1095	1092	1090	1086	1105	1102	1100
\dot{m} , кг/с	0,507	0,450	0,392	0,340	0,520	0,46	0,404
\dot{Q}_0 , кВт	556	492	427	369	574	506	444

Таблица 12.2. Расчет тепловой нагрузки на конденсаторы

Определяемые параметры	$t_0 = -22,6\text{ }^\circ\text{C}$ при $t_k, \text{ }^\circ\text{C}$			
	25	30	35	40
P_0 , МПа	0,17	0,17	0,17	0,17
P_k , МПа	1,00	1,17	1,35	1,56
$t_3, \text{ }^\circ\text{C}$	23	28	33	38
$i_3=i_4$, кДж/кг	527	551	574	600
i_2 , кДж/кг	1922	1948	1976	2003
i_1 , кДж/кг	1665	1665	1665	1665
v_1 , м ³ /кг	0,7146	0,7146	0,7146	0,7146
q_0 , кДж/кг	1138	1114	1091	1065
i_s , кДж/кг	257	283	338	311
P_k/P_0	5,88	6,88	7,94	9,18
λ	0,70	0,659	0,615	0,564
η_i	0,8	0,781	0,758	0,731
\dot{m} , кг/с	0,490	0,462	0,431	0,395
\dot{Q}^k , кВт	716	682	647	604

В расчетах принято:

число работающих компрессоров $n^k=3$;

теоретическая объемная производительность одного компрессора П220 $\dot{V}_t^k=0,167\text{ м}^3/\text{с}$;

число испарителей ИКТ-180 — два;

поверхность теплообмена в испарителях $F^i=2 \cdot 193=386\text{ м}^2$;

средний коэффициент теплопередачи $K^i=320\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

массовый расход хладоносителя $\dot{m}_x=68,2\text{ кг}/\text{с}$;

теплоемкость $c_x=2,79\text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$;

температура хладоносителя на выходе из испарителей $t_{x2}=-20\text{ }^\circ\text{C}$;

число конденсаторов КТГ-90 — два;

поверхность теплообмена $F^{ka}=2 \cdot 90=180\text{ м}^2$;

коэффициент теплопередачи $K^{ka}=943\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

массовый расход воды $\dot{m}_w=47,6\text{ кг}/\text{с}$;

теплоемкость воды $c_w=4,18\text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$;

температура охлаждающей воды на входе в конденсатор $t_{w1}=27\text{ }^\circ\text{C}$.

В результате расчета установлены следующие значения основных параметров:

температура кипения $t_0=-22,8\text{ }^\circ\text{C}$, конденсации $t_k=32,9\text{ }^\circ\text{C}$;

температура жидкого аммиака перед дроссельным устройством $t_3=31\text{ }^\circ\text{C}$;

характеристики холодильного цикла: давление кипения $P_0=0,17\text{ МПа}$, конденсации $P_k=1,28\text{ МПа}$;

степень повышения давления $P_k/P_0=7,52$;

коэффициент подачи $\lambda=0,632$;

индикаторный к. п. д. компрессора $\eta_i=0,767$;

параметры узловых точек: $i_1=1665\text{ кДж}/\text{кг}$, $i_2=1964\text{ кДж}/\text{кг}$, $i_4=564\text{ кДж}/\text{кг}$; $v_1=0,7207\text{ м}^3/\text{кг}$;

удельная холодопроизводительность $q_0=1101\text{ кДж}/\text{кг}$;

работа цикла $i_s=299\text{ кДж}/\text{кг}$.

Определены основные показатели холодильной машины (компрессора):
 массовый расход рабочего тела $\dot{m}_a = (\lambda/v_1) V_1^* n^* = 0,439 \text{ кг/с}$;
 действительная холодильная мощность $\dot{Q}_0^{*м} = \dot{m}_a q_0 = 483,7 \text{ кВт}$;
 $\dot{Q}_0 / \dot{Q}_0^{*м} = 432/483,7 = 0,89$;
 коэффициент рабочего времени компрессоров (при расчетной нагрузке $\dot{Q}_0 = 432 \text{ кВт}$) $k_t =$
 суммарная индикаторная мощность $\dot{W}_i = \dot{m}_a l_i / \eta_i = 171 \text{ кВт}$;
 действительный тепловой поток в конденсаторах

$$\dot{Q}_к = \dot{Q}_0^{*м} + \dot{W}_i = 483,7 + 171 = 654,8 \text{ кВт};$$

суммарная эффективная мощность (на валу компрессоров)

$$\dot{W}_e = \dot{W}_i + n^* \dot{W}_{тр} = 171 + 3 \cdot 10 = 201 \text{ кВт};$$

коэффициент загрузки электродвигателей

$$k_3 = \dot{W}_e / \dot{W} n^* = 201 / (3 \cdot 100) = 0,67;$$

к. п. д. асинхронного двигателя $\eta_{ав} = 0,85$; $\cos \varphi = 0,7$;

суммарная электрическая мощность, потребляемая из сети: $\dot{W}_э = \dot{W}_e / (\eta_n \eta_{ав}) = 236 \text{ кВт}$;

действительный холодильный коэффициент: $\epsilon_d = \dot{Q}_0^{*м} / \dot{W}_э = 2,05$;

изменение температуры хладоносителя в испарителях: $\Delta t_x = \dot{Q}_0^{*м} / \dot{m}_x c_x = 2,54 \text{ }^\circ\text{C}$;

температура хладоносителя на входе в испарители $t_{x1} = t_{x2} + \Delta t_x = -17,46 \text{ }^\circ\text{C}$;

фактический температурный напор в испарителе $\theta_0 = 3,93 \text{ }^\circ\text{C}$;

средняя температура хладоносителя $\bar{T}_x = 273,15 + (t_0 + \theta_0) = 254,3 \text{ К}$;

средняя температура охлаждающей воды в конденсаторах (рассчитывается аналогично)
 $\bar{T}_в = 302 \text{ К}$.

Следует обратить внимание на то, что при расчете параметров режима холодильной установки целесообразно использовать информацию о характеристиках оборудования, представленную в справочной литературе [7, 9, 11] в графической форме. Для агрегатированных холодильных машин создаваемая холодильная мощность, потребляемая эффективная (на валу) и электрическая мощности, а также холодильный коэффициент обычно представлены как функции внешних режимных параметров — температуры хладоносителя t_{x2} и охлаждающей воды $t_{в1}$. Это существенно облегчает оценку фактических показателей холодильной установки.

12.1.8. Энергетическая эффективность установки

Выполним анализ энергетической эффективности технологической установки для извлечения толуола; при этом последовательно оценим степень термодинамического совершенства холодильной машины, холодильной установки и технологической системы в целом. На рис. 12.9 дана схема распределения энергопотоков по основным подсистемам установки, показанной на рис. 12.1.

Степень термодинамического совершенства холодильной машины (контрольный объем которой ограничим аммиачным контуром Э) оценим эксергетическим к. п. д. [18]:

$$\eta_{х.м} = \dot{E}_{х.м}^{экс} / \dot{E}_{х.м}^{экс}, \quad (12.28)$$

где $\dot{E}_{х.м}^{экс}$ и $\dot{E}_{х.м}^{экс}$ — потоки эксергии на входе в подсистему и выходе из нее, связанные уравнением баланса эксергии

$$\dot{E}_{х.м}^{экс} = \dot{E}_{х.м}^{экс} + \dot{D}_{х.м}. \quad (12.29)$$

Потери эксергии определяются соотношением

$$\dot{D}_{х.м} = \dot{E}_{х.м}^{экс} (1 - \eta_{х.м}). \quad (12.30)$$

Поток эксергии, вводимой в холодильную машину, определяется потребляемой электрической мощностью (с учетом коэффициента рабочего времени):

$$\dot{W}_{х.м} = \dot{W}_э k_t = 236 \cdot 0,89 = 210 \text{ кВт}.$$

Здесь и далее использованы фактические показатели рабочего режима холодильной машины, найденные в разд. 12.1.7 совмещением характеристик основных ее эле-

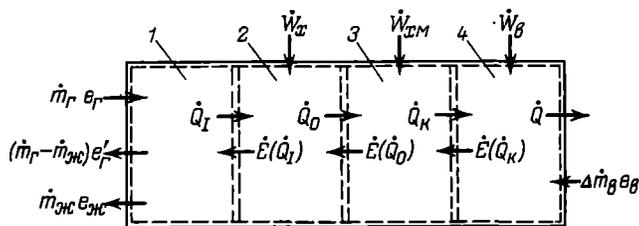


Рис. 12.9. Схема распределения энергопотоков в технологической системе: 1 — подсистема конденсации толуола; 2 — подсистема циркуляции хладоносителя; 3 — аммиачный контур холодильной машины; 4 — подсистема охлаждающей воды

ментов. В частности, для температур кипения и конденсации приняты следующие значения: $t_0 = -22,8^\circ\text{C}$ ($T_0 = 250,35\text{ K}$) и $t_k = 32,9^\circ\text{C}$ ($T_k = 306,05\text{ K}$), температура окружающей среды принята равной расчетной температуре наружного воздуха $t_{ср} = t_n^в = 35^\circ\text{C}$ ($T_{ср} = 308,15\text{ K}$).

При $T_k < T_{ср}$ отвод тепла в конденсаторе водой эквивалентен вводу дополнительного потока энергии из водоохлаждающей системы 4 в аммиачный контур 3 (см. рис. 12.9):

$$\dot{E}(\dot{Q}_K) = \dot{Q}_K k_t \frac{T_{ср} - T_k}{T_k} = 654,8 \cdot 0,89 \frac{308,15 - 306,05}{306,05} = 4 \text{ кВт.}$$

Таким образом, суммарный поток эксергии, вводимой в подсистему 3, составит $\dot{E}_{\text{хм}}^{\text{вх}} = \dot{W}_{\text{хм}} + \dot{E}(\dot{Q}_K) = 210 + 4 = 214 \text{ кВт.}$

Выходной полезный поток энергии равен эксергии, передаваемой в подсистему 2 от кипящего аммиака в испарителях [18]

$$\dot{E}_{\text{хм}}^{\text{вых}} = \dot{E}(\dot{Q}_D) = \dot{Q}_D^{\text{хм}} k_t \frac{T_{ср} - T_0}{T_0} = 483,7 \cdot 0,89 \frac{308,15 - 250,35}{250,36} = 99,4 \text{ кВт.}$$

Эксергетический к. п. д. процессов в аммиачном контуре, согласно уравнению (12.28), равен $\eta_{\text{х.м}} = 0,464$. Тогда потери эксергии в подсистеме 3 составят

$$\dot{D}_{\text{хм}} = 214 (1 - 0,464) = 114,7 \text{ кВт.}$$

из которых часть рассеивается в окружающую среду за счет трения в механизме движения компрессоров и несовершенства процессов в электроприводе:

$$\dot{D}_{\text{тр}} = k_t (\dot{W}_e - \dot{W}_i) = 0,89 (201 - 171) = 26,7 \text{ кВт;}$$

$$\dot{D}_3 = k_t (\dot{W}_3 - \dot{W}_e) = 0,89 (236 - 201) = 31,1 \text{ кВт.}$$

Основная часть потерь эксергии (56,9 кВт) обусловлена необратимостью процессов холодильного цикла. Следует указать, что потери эксергии за счет необратимости теплообмена в испарителях и конденсаторах аммиака отнесены соответственно к подсистемам 2 и 4 и не входят в величину $\dot{D}_{\text{хм}}$.

Холодильная установка включает помимо аммиачного контура холодильной машины 3 также системы циркуляции хладоносителя 2 и охлаждающей воды 4. Термодинамическое совершенство холодильной установки (системы) оценим эксергетическим к. п. д.:

$$\eta_{\text{хс}} = \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вых}} / \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}}$$

Суммарный поток эксергии, вводимый в холодильную установку, складывается из электрических мощностей, затрачиваемых на привод компрессоров, циркуляцию хладоносителя и эксплуатацию водоохлаждающих устройств, а также эксергию, вносимую очищенной водой при подпитке водооборотной системы:

$$\dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = \dot{W}_{\text{хм}} + \dot{W}_3 + \dot{W}_в + \Delta \dot{m}_в e_в.$$

Величины \dot{W}_x и \dot{W}_n рассчитаны в разд. 12.1.4 и 12.1.5. Расход воды на подпитку можно найти по балансу влаги в воздухе для вентиляторной градирни (см. разд. 12.1.5); с учетом уноса капель воды воздухом примем его равным 2—3 % от общего расхода оборотной воды ($\dot{m}_b = 47,6$ кг/с, $\Delta\dot{m}_b = 1,27$ кг/с). Удельная эксергия очищенной воды равна затратам эксергии на ее очистку; ориентировочно величину e_b оценим по стоимости воды, полагая, что все затраты сводятся к расходу электроэнергии:

$$e_b = 3,6c_b/c_e = 3,6 \cdot 0,01/0,01 = 3,6 \text{ кДж/кг,}$$

где c_b и c_e — цены 1 м³ воды и 1 кВт·ч электроэнергии [19]. Для холодильной установки в условиях рабочего режима получим:

$$\dot{E}_{xc}^{ex} = 210 + 18,88 + 39,35 + 1,27 \cdot 3,6 = 272,8 \text{ кВт.}$$

Полезный эксергетический эффект холодильной установки определяется потоком эксергии холода, вводимой в аппарат конденсации толуола I (см. рис. 12.1) при средней температуре хладоносителя $\bar{T}_x = 254,3$ К (см. разд. 12.1.1 и 12.1.7):

$$\dot{E}_{xc}^{ex} = \dot{E}(\dot{Q}_I) = \dot{Q}_I (T_{cp} - T_x) / \bar{T}_x = 393 (308,15 - 254,30) / 254,3 = 83,2 \text{ кВт.}$$

Эксергетический к. п. д. холодильной установки составит $\eta_{xc} = 83,2/272,8 = 0,305$; поток потерянной эксергии равен

$$\dot{D}_{xc} = (1 - \eta_{xc}) \dot{E}_{xc}^{ex} = (1 - 0,305) 272,8 = 189,6 \text{ кВт.}$$

Энергетическое совершенство всей технологической системы, включающей аппараты парогазового контура и холодильную установку, оценим используя выражение для эксергетического к. п. д. [20, 21]:

$$\eta_{r,c} = (\dot{E}_{r,c}^{ex} - \dot{E}^{tr}) / (\dot{E}_{r,c}^{ex} - \dot{E}^{tr}) \quad (12.31)$$

Величины $\dot{E}_{r,c}^{ex}$ и $\dot{E}_{r,c}^{ex}$ характеризуют суммарные потоки эксергии, вводимые в контрольный объем технологической системы и выводимые из него в форме электроэнергии и эксергии материальных потоков газа, жидкого толуола и воды:

$$\dot{E}_{r,c}^{ex} = \dot{m}_r e_r(T_r, P_r, \bar{x}) + \Delta\dot{m}_b e_b + \sum_{i=1}^4 \dot{W}_i \quad (12.32)$$

$$\dot{E}_{r,c}^{ex} = (\dot{m}_r - \dot{m}_j) e_r(T_r', P_r', \bar{x}') + \dot{m}_j e_j(T_j, P_j, \bar{x}=1) \quad (12.33)$$

Транзитные потоки эксергии \dot{E}^{tr} включают те ее формы, которые не трансформируются в пределах контрольного объема системы. В данном случае химические превращения не происходят, поэтому удобно принять

$$\dot{E}^{tr} = \dot{m}_r e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}) \quad (12.34)$$

где $e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x})$ — часть удельной эксергии исходной парогазовой смеси, обусловленная неравенством химических потенциалов компонентов в смеси и окружающей среде при давлении $P = P_{cp}$ и температуре $T = T_{cp}$.

Удельную эксергию потока вещества можно представить как сумму эксергии энтальпии e^H , эксергии экстракции e_0 и эксергии $e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x})$, принятой на начало отсчета.

$$e_r(T_r, P_r, \bar{x}) = e_r^H(T_r, P_r, \bar{x}) + e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x});$$

$$e_r(T_r', P_r', \bar{x}') = e_r^H(T_r', P_r', \bar{x}') + e_0(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}') + e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x});$$

$$e_j(T_j, P_j, \bar{x}=1) = e_j^H(T_j, P_j, \bar{x}=1) + e_0(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}=1) + e_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}).$$

Эксергии энтальпии характеризуют превратимую часть энтальпии материальных потоков постоянного состава; их значения определяются температурой и давлением, отличными от P_{cp} и T_{cp} :

$$e_r^H(T_r, P_r, \bar{x}) = i_r(T_r, P_r, \bar{x}) - i_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}) - T_{cp} [s_r(T_r, P_r, \bar{x}) - s_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x})];$$

$$e_r^H(T_r', P_r', \bar{x}') = i_r(T_r', P_r', \bar{x}') - i_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}') - T_{cp} [s_r(T_r', P_r', \bar{x}') - s_r(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}')].$$

Для парогазовых смесей, принятых идеальными, при $P_r \approx P'_r \approx P_{cp} = 0,1$ МПа и $T_{cp} = T_{\bar{n}} = 308,15$ К, получим:

$$e_r^H(T_r, P_r, \bar{x}) = \bar{C}_p(\bar{x})(T_r - T_{cp}) - T_{cp} \bar{C}_p(\bar{x}) \ln(T_r/T_{cp}) = 1,084 [373,15 - 308,15] - 308,15 \cdot 1,084 \ln(373,15/308,15) = 6,53 \text{ кДж/кг};$$

$$e_r^H(T'_r, P'_r, \bar{x}') = \bar{C}_p(\bar{x}')(T'_r - T_{cp}) - T_{cp} \bar{C}_p(\bar{x}') \ln(T'_r/T_{cp}) = 1,042 [340,65 - 308,15] - 308,15 \cdot 1,042 \ln(340,65/308,15) = 1,67 \text{ кДж/кг}.$$

Эксергия экстракции $e_0(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}')$ равна минимальной работе извлечения газовой фракции состава \bar{x}' из исходной смеси при P_{cp} и T_{cp} [21]:

$$e_0(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x}') = \frac{\bar{R}}{M(\bar{x}')} T_{cp} \left[\bar{x}' \ln \frac{x'}{x} + (1 - \bar{x}') \ln \frac{(1 - x')}{(1 - x)} \right] = \\ = \frac{8,314}{28,4} 308,15 \left[0,0148 \ln \frac{0,0045}{0,06} + (1 - 0,0148) \ln \frac{1 - 0,0045}{1 - 0,06} \right] = 1,64 \text{ кДж/кг}.$$

При вычислении эксергий использованы массовые (\bar{x} , \bar{x}') и мольные (x , x') доли толуола в парогазовых смесях, а также средние удельные теплоемкости газовых смесей $\bar{C}_p(\bar{x})$ и $\bar{C}_p(\bar{x}')$, принятые равными истинным значениям теплоемкости смеси при среднearифметических значениях температуры $(T_r + T_{cp})/2$ и $(T'_r + T_{cp})/2$.

При вычислении эксергий энтальпии и эксергий экстракции жидкой фракции, выводимой из установки при $T_{ж} = T^{**}$ и $P_{ж} = P_{cp}$, необходимо учесть, что давление насыщенных паров толуола при температуре окружающей среды меньше давления среды [$P_V(T_{cp}) < P_{cp}$] и незначительно отличается от парциального давления паров толуола в исходной смеси при $P_r = P_{cp}$:

$$e_{ж}^H(T_{ж}, P_{ж}, \bar{x} = 1) = i_{ж}(T_{ж}, P_{ж}, \bar{x} = 1) - i_{ж}(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x} = 1) - T_{cp} [s_{ж}(T_{ж}, P_{ж}, \bar{x} = 1) - s_{ж}(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x} = 1)] \approx \bar{C}_{pж}(\bar{x} = 1) (T^{**} - T_{cp}) - T_{cp} \bar{C}_{pж}(\bar{x} = 1) \ln(T^{**}/T_{cp}) = \\ = 1,64 (263,15 - 308,15) - 308,15 \cdot 1,64 \ln(363,15/308,15) = 5,98 \text{ кДж/кг};$$

$$e_0(T_{cp}, P_{cp}, \bar{x} = 1) = \frac{\bar{R}}{M(x=1)} T_{cp} \ln \frac{P_V(T_{cp})}{x P_r} - \int_{P_V(T_{cp})}^{P_{cp}} \frac{dP}{\rho_{ж}(x=1)} = \\ = \frac{8,314}{92,137} 308,15 \ln \frac{0,00624}{0,06 \cdot 0,1} + \frac{10^5 (0,1 - 0,00624)}{853 \cdot 10^3} = 1,084 + 0,11 = 1,194 \text{ кДж/кг}.$$

При вычислении интеграла, определяющего минимальную работу изменения давления жидкой фазы, использовано условие несжимаемости.

Суммарный поток электроэнергии равен

$$\sum_{j=1}^4 \dot{W}_j = \dot{W}_v + \dot{W}_x + \dot{W}_a = 210 + 18,88 + 39,35 = 268,3 \text{ кВт}.$$

На основе изложенного можно вычислить эксергетический к. п. д. технологической системы:

$$\eta_{r,c} = \frac{\dot{m}_{ж} [e_{ж}^H(T_{ж}, P_{ж}, \bar{x} = 1) + e_0(T_{cp}, P_{cp}, x = 1)] + (\dot{m}_r - \dot{m}_{ж}) [e_r^H(T'_r, P'_r, x') + e_0(T_{cp}, P'_r, \bar{x}')] }{\dot{m}_r e_r^H(T_r, P_r, \bar{x}) + \sum_{j=1}^4 \dot{W}_j + \Delta \dot{m}_a e_a} = \\ = \frac{0,656 [5,98 + 1,194] + (4,07 - 0,656) [1,67 + 1,64]}{4,07 \cdot 6,53 + 268,3 + 1,27 \cdot 3,6} = \frac{16,0}{299,4} = 0,053.$$

Потери эксергии в контрольном объеме технологической системы равны

$$\dot{D}_{r,c} = (1 - \eta_{r,c}) (\dot{E}_{r,c}^{*a} - \dot{E}^{*p}) = (1 - 0,53) 299,4 = 283,4 \text{ кВт}.$$

Целесообразно выяснить, как распределены потери эксергии по основным подсистемам технологической установки (см. рис. 12.9). С этой целью представим эксергетический к. п. д. сложной системы как функцию эксергетических к. п. д. подсистем η_j и долей эксергий y_j , вводимых в контрольный объем подсистем:

$$\eta_{rc} = 1 - \sum_{j=1}^4 (1 - \eta_j) y_j \quad (12.35)$$

Значения η_j и y_j рассчитаны для каждой подсистемы по соотношениям

$$\eta_j = \dot{E}_j^{вх} / \dot{E}_j^{вх} \quad \text{и} \quad y_j = \dot{E}_j^{вх} / (\dot{E}_{rc}^{вх} - \dot{E}^{тр})$$

Результаты расчета η_j и y_j , а также относительных $[(1 - \eta_j) y_j]$ и абсолютных (\dot{D}_j) значений потерь эксергии приведены ниже:

Параметры	Подсистемы			
	1	2	3	4
η_j	0,146	0,403	0,464	0,091
y_j	0,366	0,395	0,715	0,147
$(1 - \eta_j) y_j$	0,313	0,117	0,383	0,113
\dot{D}_j , кВт	93,6	35,0	114,7	39,8

В контуре конденсации толуола (подсистема 1) потери эксергии (~31 %) обусловлены необратимым теплообменом в технологических аппаратах I и II (см. рис. 12.1), в которых низкие значения коэффициентов теплоотдачи со стороны газовой фазы вынуждают поддерживать большие температурные напоры. Кроме того, охлаждение исходной смеси низкотемпературным газовым потоком, выходящим из конденсатора толуола, по существу означает уничтожение эксергии этого потока. Целесообразнее применить охлаждение водой, а имеющийся запас холода использовать для других технологических целей, где реализуются процессы при пониженных температурах. При локальной системе хладоснабжения возможна регенерация холода технологических потоков в холодильном цикле для переохлаждения жидкого аммиака перед дросселированием (точка 3 на рис. 12.2), при этом снижаются затраты энергии в холодильной машине.

При малых значениях x температура t^* , соответствующая состоянию насыщения, окажется значительно ниже t_{cp} ; в этом случае необходимо использовать обедненную газовую смесь и жидкую фазу для охлаждения смеси исходного состава от t_{cp} до температуры насыщения.

Заметно влияние потерь эксергии в контуре циркуляции хладоносителя (~12 %), которые можно полностью исключить при непосредственном охлаждении аппаратов I и II кипящим аммиаком.

В водооборотной системе полезный эффект в форме потока эксергии, вводимой в аммиачный контур, невелик [$\dot{E} (\dot{Q}_k) = 4$ кВт] и связан с небольшим понижением температуры конденсации ($t_k = 32,9$ °C, $t_{cp} = 35$ °C). Этим объясняется термодинамическое несовершенство процессов ($\eta_4 \approx 0,091$) и значительные потери эксергии (~13 %). Однако исключение водооборотной системы и непосредственное охлаждение конденсаторов атмосферным воздухом при $t_a^* = 35$ °C привело бы к повышению температуры конденсации на 10—12 °C за счет низких коэффициентов теплоотдачи со стороны воздуха [11]. Негативным следствием этого является рост потребляемой электрической мощности в подсистеме 3 (см. рис. 12.9).

Рассчитанные энергетические показатели холодильной установки характеризуют ее работу в наиболее тяжелых расчетных условиях. Эксплуатационные режимы в летние, зимние и осенне-весенние месяцы определяются среднемесячными значениями температуры и влажности окружающего воздуха, которые отличаются от расчетных [22].

Таблица 12.3. Энергетические показатели компрессионной холодильной установки

Показатели	Расчетный режим	Эксплуатационные режимы		
		летний	весенне-осенний	зимний
$t_{x2}, ^\circ\text{C}$	-20	-20	-20	-20
$t_{n1}, ^\circ\text{C}$	+27	+23	+17	+10
$t_{n}^{\text{в}}, ^\circ\text{C}$	+35	+24,7	+15	0 °C
$t_0, ^\circ\text{C}$	-22,8	-23	-23,2	-23,5
$t_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	35	29	+23,5	+16,8
$\dot{Q}_j, \text{кВт}$	393	393	393	393
$\dot{Q}_0, \text{кВт}$	432	432	432	432
$\dot{Q}_0^{\text{зм}}, \text{кВт}$	483,7	526	552	590
k_{τ}	0,89	0,82	0,78	0,73
$\dot{W}_{\text{зм}}, \text{кВт}$	210	191	174	154
$\dot{W}_x, \text{кВт}$	18,9	18,9	18,9	18,9
$\dot{W}_v, \text{кВт}$	39,35	39,35	30,1	15,3
$\sum_{i=2}^4 \dot{W}_j, \text{кВт}$	268,4	249	223	188,2
$\varepsilon_{\text{д}}^{\text{зм}}$	2,05	2,24	2,46	2,8
$\eta_{\text{х м}}$	0,46	0,43	0,38	0,26
$\eta_{\text{х с}}$	0,305	0,30	0,20	0,15

Для определения себестоимости холода и других технико-экономических показателей необходимо провести поверочные расчеты установленного оборудования при значениях $t_{\text{ср}}^{\text{в}}$ и $\varphi_{\text{ср}}^{\text{в}}$, соответствующих условиям эксплуатационных режимов.

В табл. 12.3 приведены основные энергетические показатели компрессионной холодильной установки в различные периоды года. Анализ табличных данных показывает существенное улучшение энергетических характеристик холодильной машины в результате снижения температуры конденсации в осенне-весенний и зимний периоды, однако эксергетический к. п. д. холодильной установки в целом резко падает вследствие роста потерь от необратимости теплообмена в оборотной системе водоохлаждения.

Для того чтобы избежать обмерзания градирни в зимнее время, температуру охлажденной воды поддерживают не ниже 10—12 °C, отключая (полностью или частично) вентиляторы [6]. Параметры атмосферного воздуха в этот период значительно ниже. В результате тепловой поток переносится в холодильной машине на температурный уровень, превышающий температуру атмосферного воздуха на 15—20 °C и более. В зимнее время более экономичным было бы использование воздушных конденсаторов с температурным напором 10—12 °C, при этом исключаются затраты энергии на циркуляцию воды и прочие расходы на эксплуатацию градирен. Летом, наоборот, применение оборотной системы позволяет существенно снизить температуру конденсации и уменьшить расход энергии. В конечном итоге предпочтительность использования конденсаторов с воздушным или водяным охлаждением определяется технико-экономическим расчетом, следует лишь иметь в виду, что при использовании аммиака и фреона-22 предельная температура конденсации ограничена условиями прочности для компрессоров по ГОСТ 6492—76 — температурой +42 °C, для компрессоров по ОСТ 26.03-943—77 — температурой 50 °C [9, 23].

Выбор энергетически оптимальных вариантов схемы установки и некоторых внутренних режимных параметров, например t_0 и $t_{\text{к}}$, возможен при отыскании максимума функции (12.35), если принять η_i и y_j , в свою очередь, функциями варьируемых переменных в установке. Следует иметь в виду, что энергетический оптимум не соответствует наименьшим издержкам в стоимостном выражении, поэтому термодинамический анализ применим в сочетании с экономическими критериями оптимизации (см. разд. 12.3).

12.2. АБСОРБИЦИОННАЯ ХОЛОДИЛЬНАЯ УСТАНОВКА

Задание на проектирование. Рассчитать абсорбционную холодильную установку для условий предыдущего расчета (разд. 12.1) при следующих исходных данных:

холодильная мощность, температура хладоносителя, системы хладообеспечения и водоохлаждения и климатические данные местности те же, что в 12.1.1;

рабочее тело — аммиак ($R717$);

абсорбент — водоаммиачный раствор;

вид энергии и источник энергоснабжения — насыщенный водяной пар теплоэлектростанции (ТЭЦ);

давление греющего пара $P_{гр} = 0,5$ МПа.

Схема установки. Схема абсорбционной холодильной установки включает абсорбционную холодильную машину, системы циркуляции хладоносителя и оборотного водоохлаждения. Внешние контуры хладоносителя и охлаждающей воды идентичны представленным в разд. 12.1, поэтому на рис. 12.10 не показаны.

Абсорбционная холодильная машина (АХМ) является термотрансформатором, в котором использована система совмещенных (прямого и обратного) циклов. Основная задача холодильной машины — отвод тепла от охлаждаемого объекта в окружающую среду при условии $T_x < T_{ср}$ — выполняется без затраты механической энергии в явном виде. При этом используется тепло низкого потенциала, в данном случае насыщенный пар от ТЭЦ. Тепло подводится к бинарному раствору аммиак — вода в генераторе *I*. Образующийся пар с высоким содержанием аммиака дополнительно концентрируется в ректификаторе *II* и дефлегматоре *III*, поступает в конденсатор *IV*, где сжимается. Далее жидкий аммиак сливается в ресивер, выполняющий те же функции, что и в компрессионной холодильной установке.

В совмещенном холодильном цикле АХМ энергетически целесообразно [3] применить регенеративный теплообмен между потоками жидкого аммиака и пара из испарителя. С этой целью в схему включен паровой теплообменник *VI*. В испарителе охлаждается поток хладоносителя вследствие кипения рабочего тела, образующиеся пары подогреваются в теплообменнике *VI* и поступают в абсорбер *IX*, где поглощаются раствором низкой концентрации из генератора. Процесс абсорбции сопровождается выделением тепла, отводимого охлаждающей водой. Раствор, обогащенный аммиаком, сливается в ресивер *X*, откуда перекачивается насосом *XI* в генератор.

В совмещенном прямом цикле АХМ использован регенеративный теплообмен между потоками слабого и крепкого раствора; при этом снижаются потери от необратимости теплообмена

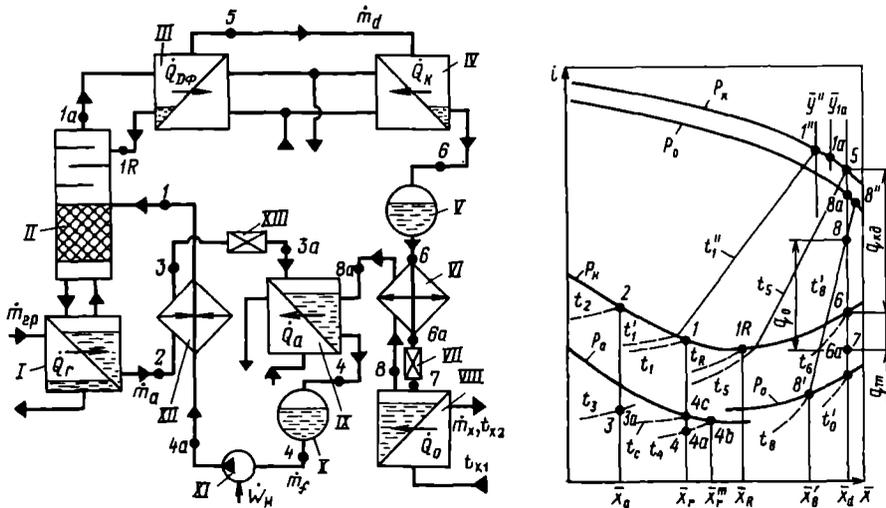


Рис. 12.10. Схема абсорбционной холодильной установки:

1—8 — состояния рабочего тела в узловых точках совместного цикла; *1* — генератор; *II* — ректификатор; *III* — дефлегматор; *IV* — конденсатор; *V*, *X* — ресиверы; *VI* — теплообменник пар — жидкость; *VII*, *XIII* — дроссельные устройства; *VIII* — испаритель; *IX* — абсорбер; *XI* — водоаммиачный насос; *XII* — теплообменник растворов

Рис. 12.11. Процессы абсорбционной холодильной машины в диаграмме $i - \bar{x}$

в генераторе и абсорбере, уменьшаются расходы греющего пара и охлаждающей воды. Крепкий раствор после теплообменника *XII* направляется на орошение насадки ректификационной колонны. Применение ее в АХМ обусловлено повышением эффективности холодильного цикла с ростом концентрации пара (при равном давлении температура кипения чистого аммиака ниже). Ректификационная колонна АХМ обычно комбинированная: нижняя часть насадочная, верхняя — тарельчатая. Дальнейшее повышение концентрации пара происходит в дефлегматоре *III* за счет охлаждения потока пара. Стекающая флегма используется для орошения тарельчатой части ректификационной колонны. Обычно концентрация пара на выходе из дефлегматора более 0,995. Следует, однако, иметь в виду, что охлаждение пара приводит к ухудшению показателей совместного прямого цикла и увеличению расхода тепла в генераторе.

Основные энергетические потоки АХМ следующие: тепло греющего пара \dot{Q}_r , которое подводится к раствору в генераторе и является основной частью расхода энергии в установке; тепло охлаждаемого объекта \dot{Q}_0 , которое подводится к аммиаку в испарителе и характеризует полезный эффект установки — ее холодильную мощность; тепло, которое отводится в конденсаторе, абсорбере и дефлегматоре охлаждающей водой и в конечном счете передается атмосферному воздуху в вентиляторных градирнях.

Механическая энергия используется только для привода насосов в контуре АХМ и в системе циркуляции хладоносителя и воды. Основные материальные потоки АХМ: количество пара, сжижаемого в конденсаторе, m_d (кг/с); количество крепкого раствора, направляемого из абсорбера в генератор, m_l (кг/с); количество слабого раствора, поступающего из генератора в абсорбер, $m_a = m_l - m_d$ (кг/с).

12.2.1. Расчет цикла абсорбционной холодильной машины

Расчет цикла АХМ заключается в определении параметров рабочего тела в узловых точках, расчете удельных количеств тепла в аппаратах и теплового коэффициента машины. Режим работы абсорбционной холодильной машины, в отличие от компрессионной, определяется не только параметрами окружающей среды t_n^a , φ_n^a и температурой охлаждаемого объекта t_{x2} , но также наивысшей температурой греющего источника тепла (в данном случае насыщенного водяного пара) и его давлением: $t_{rp} = 152$ °С, $P_{rp} = 0,5$ МПа. Для построения цикла АХМ необходимо определить давление кипения и конденсации.

Параметры атмосферного воздуха и тип водоохлаждающих устройств приняты такими же, как для компрессионной установки, а температуру воды, подаваемой в конденсатор, абсорбер и дефлегматор, примем равной $t_{b1} = 27$ °С. Температура воды на выходе из конденсатора $t_{b2} = t_{b1} + \Delta t_{b1}^a = 27 + 4 = 31$ °С. Низшая температура конденсации $t_k = t_{b2} + \Delta t_{k1}^a = 31 + 4 = 35$ °С. Тогда давление конденсации определяется по диаграмме энтальпия — концентрация для водоаммиачного раствора (см. Приложение 12.1). Принимая концентрацию пара после дефлегматора $y_d = 0,995 \approx 1$, при $t_k = 35$ °С находим $P_k = 1,35$ МПа. Давление в генераторе отличается от P_k на величину потерь в трубопроводах. Пренебрегая потерями, примем $P_{r2} = P_k = 1,35$ МПа.

Низшая температура кипения раствора в испарителе $t_0 = t_{x2} - \Delta t_{min}^a = -20 - 4 = -24$ °С, тогда при концентрации раствора $x_d = 0,995$ находим $P_0 = 0,159$ МПа. Давление в абсорбере ниже P_0 на величину потерь напора в коммуникациях ($\Delta P_a \leq \leq 0,015$ МПа [1]): $P_a = P_0 - \Delta P_a = 0,144$ МПа.

Наносим линии $P_0 = \text{const}$, $P_k = \text{const}$ и $P_a = \text{const}$ в диаграмме $i - x$ (рис. 12.11). Определим параметры узловых точек процессов машины. Состояние слабого раствора на выходе из генератора (точка 2) находим графически по высшей температуре кипения раствора в генераторе t_2 и давлению P_k , принимая минимальную разность температур в генераторе $\Delta t_{min}^a = 7 - 10$ °С [1, 3, 16]

$$t_2 = t_{rp} - \Delta t_{min}^a = 152 - 7 = 145$$
 °С. (12.36)

При $t_2 = 145$ °С и $P_k = 1,35$ МПа концентрация слабого раствора $\bar{x}_3 = 0,177$, энтальпия $i_2 = 497$ кДж/кг.

Концентрацию крепкого раствора после абсорбера \bar{x}_r находим по давлению P_a и низшей температуре раствора t_4 , которую находим, принимая минимальную разность температур в абсорбере $\Delta t_{min}^a = 4 - 10$ °С [1, 3]:

$$t_4 = t_{b1} + \Delta t_{min}^a = 27 + 4 = 31$$
 °С. (12.37)

С учетом переохлаждения раствора в абсорбере относительно насыщенного состояния (точка 4с) на величину $\Delta t_n^a = 2,5 - 7^\circ\text{C}$ [1, 3] получим:

$$t_c = t_4 + \Delta t_n^a = 31 + 3 = 34^\circ\text{C}.$$

Действительную концентрацию раствора после абсорбера находим графически по температуре t_c и давлению P_a (точка 4с): $\bar{x}_r = 0,320$. При полной абсорбции концентрация раствора (точка 4b) составила бы $\bar{x}_r^* = 0,338$, т. е. недонасыщение раствора $\Delta x_r^* = 0,338 - 0,320 = 0,018$ кг/кг. Состояние раствора после абсорбера определяется точкой 4, которая находится на пересечении изотермы t_4 и линии $\bar{x}_r = \text{const}$. Действительная зона дегазации составит: $\bar{x}_r - \bar{x}_a = 0,320 - 0,177 = 0,143$. Минимально допустимая зона дегазации для одноступенчатых водоаммиачных АХМ составляет 0,06 [1, 3], т. е. данную схему можно использовать.

Кратность циркуляции раствора $f = \dot{m}_l / \dot{m}_d$ находим из уравнения материального баланса аммиака в генераторе:

$$\dot{m}_l \bar{x}_r = (\dot{m}_l - \dot{m}_d) \bar{x}_a + \bar{x}_d \dot{m}_d. \quad (12.38)$$

Тогда

$$f = (\bar{x}_d - \bar{x}_a) / (\bar{x}_r - \bar{x}_a) = (0,995 - 0,177) / (0,32 - 0,177) = 5,72 \text{ кг/кг}. \quad (12.39)$$

Состояние крепкого раствора после теплообменника на входе в ректификатор (точка 1) примем насыщенным при давлении P_k и при $\bar{x}_r = 0,32$; тогда $i_1 = 250$ кДж/кг и $t_1 = 111^\circ\text{C}$.

Энтальпию слабого раствора после теплообменника (точка 3) находим по уравнению теплового баланса аппарата с учетом тепловых потерь в окружающую среду:

$$\eta_{r,p} (f - 1) (i_2 - i_3) = f (i_1 - i_4). \quad (12.40)$$

Коэффициент тепловых потерь теплообменника растворов $\eta_{r,p} = 0,95$ [1]. Тогда $i_3 = i_2 - (f / [(f - 1) \eta_{r,p}]) (i_1 - i_4) = 497 - (5,72 / [(5,72 - 1) 0,95]) [250 - (-88)] = 66$ кДж/кг.

На диаграмме $i - \bar{x}$ находим по i_3 и \bar{x}_a точку 3. Температура $t_3 = 46^\circ\text{C}$. Состояние раствора после дросселирования жидкости (точка 3a) на диаграмме совпадает с точкой 3 (по условию процесса $i = \text{const}$). Энтальпию жидкости после насоса ввиду малой сжимаемости жидкости можно принять $i_{4a} = i_4$. Состояние пара на выходе из дефлегматора (точка 5) принимаем насыщенным при $P_k = 1,35$ МПа и $\bar{y}_d = 0,995$, тогда $i_5 = 1360$ кДж/кг и $t_5 = 56^\circ\text{C}$. Точка 6, характеризующая состояние раствора на выходе из конденсатора, найдена по условию $P_k = \text{const}$ и $\bar{x}_d = \text{const}$ (см. рис. 12.11).

Процесс в испарителе АХМ, где кипит водоаммиачный раствор, идет при переменной температуре кипения t_0 . Низшая температура t_0' была определена ранее и использована для определения P_0 . Высшая температура кипения обычно выше t_0' на $3 - 10^\circ\text{C}$ (в зависимости от x_d), однако состояние смеси на выходе из испарителя (точка 8) должно находиться в области влажного пара для удаления воды из аппарата: $t_8 = t_0' + 3 = -24 + 3 = -21^\circ\text{C}$.

По изотерме t_8' и изобаре P_0 определяем состояние кипящей жидкости (точка 8), далее по изотерме t_8' в области влажного пара находим равновесное состояние пара (точка 8''). Тогда состояние влажного пара (точка 8) находим по условию аддитивности:

$$i_8 = i_8'' - [(i_8'' - i_8') / (y_8'' - \bar{x}_8')] (\bar{y}_8'' - \bar{y}_d); \quad (12.41)$$

$$i_8 = 1240 - [(1240 - (-187)) / (1 - 0,87)] (1 - 0,995) = 1185 \text{ кДж/кг}.$$

Состояние пара после парового теплообменника можно принять сухим насыщенным при $P_0 = 0,159$ МПа и $\bar{y}_d = 0,995$. Тогда $i_{8a} = 1312$ кДж/кг и $t_{8a} = 9^\circ\text{C}$. Разность температур на теплом конце парового теплообменника $\Delta t_1 = t_6 - t_{8a} = 35 - 9 = 26^\circ\text{C}$. Энтальпию потока жидкости перед дроссельным устройством (точка 6a) находим из урав-

нения теплового баланса теплообменника:

$$i_{6a} = i_6 - (i_{8a} - i_8) = 166 - (1312 - 1185) = 39 \text{ кДж/кг.}$$

При $i_{6a} = 39 \text{ кДж/кг}$ и $\bar{x}_{1l} = 0,995$ находим $t_{6a} = +8,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Разность температур на холодном конце парового теплообменника $\Delta t_2 = t_{6a} - t_8 = 8,2 - (-21) = 29,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Значения температурных напоров $\Delta t = 25 - 30 \text{ }^\circ\text{C}$ обеспечивают компактность аппарата при сравнительно низких значениях коэффициента теплопередачи. Состояние жидкости после дросселя (точка 7) на диаграмме $i - \bar{x}$ совпадает с точкой 6а, хотя давление и температура потока после дросселирования иные: $P_0 = 0,159 \text{ МПа}$, $t_7 = -24 \text{ }^\circ\text{C}$. При принятом значении концентрации пара в точке 5 и определенном ранее состоянии жидкости на входе в ректификатор (точка 1) флегмовое число R можно найти по уравнению материального баланса укрепляющей части колонны, включая дефлегматор:

$$(1 + R)\bar{y}' - R\bar{x}' = \bar{y}_5, \quad (12.42)$$

где \bar{x}' — концентрация стекающей жидкости в сечении ректификатора, где вводится крепкий раствор (точка 1); принято $\bar{x}' = x_r = 0,32$; y'' — концентрация пара в этом сечении, находится по давлению P_k и температуре t'' . Неравновесность пара и жидкости в этом сечении колонны оценивают [16] по величине переохлаждения жидкости $\Delta t = 4 \text{ }^\circ\text{C}$. Тогда

$$t'' = t_1 + \Delta t = 111 + 4 = 115 \text{ }^\circ\text{C}; \quad P_k = 1,35 \text{ МПа}; \quad \bar{y}' = 0,9.$$

Флегмовое число равно:

$$R = (\bar{y}_5 - \bar{y}') / (\bar{y}' - \bar{x}') = (0,995 - 0,9) / (0,9 - 0,32) = 0,164 \text{ кг/кг.} \quad (12.43)$$

Способы определения оптимального флегмового числа рассмотрены в гл. 6. Температура флегмы при использовании дефлегматора несомещенного типа может быть найдена по температуре пара в точке 5 с учетом неравновесности состояний флегмы и пара в виде разности температур Δt ; при этом температура флегмы выше, а концентрация ниже, чем пара [16]. Принимая $\Delta t = 4 \text{ }^\circ\text{C}$, находим температуру и концентрацию флегмы при $P_k = 1,35 \text{ МПа}$:

$$t_R = t_5 + \Delta t = 56 + 4 = 60 \text{ }^\circ\text{C}; \quad \bar{x}_R = 0,608.$$

Тогда концентрацию пара на выходе из колонны находим по уравнению материального баланса дефлегматора:

$$(1 + R)\bar{y}_{1a} = \bar{y}_5 + R\bar{x}_R, \quad (12.44)$$

откуда

$$\bar{y}_{1a} = (\bar{y}_5 + R\bar{x}_R) / (1 + R) = (0,995 + 0,164 \cdot 0,608) / (1 + 0,164) = 0,94.$$

Энтальпию и температуру пара в точке 1а при $P_k = 1,35 \text{ МПа}$ и $\bar{y}_{1a} = 0,94$ находим по диаграмме $i - x$: $i_{1a} = 1550 \text{ кДж/кг}$, $t_{1a} = 102 \text{ }^\circ\text{C}$. Значения параметров узловых точек цикла АХМ сведены в табл. 12.4.

Расчет удельных количеств тепла в АХМ. Удельные количества тепла представляют собой энергетические потоки, подводимые к рабочему телу АХМ (или отводимые от него) и отнесенные на единицу (1 кг) количества пара, сжижаемого в конденсаторе в единицу времени. В соответствии с этим различают удельные количества тепла генератора, дефлегматора, конденсатора, испарителя, абсорбера, а также величины, характеризующие регенеративный теплообмен в аппаратах VII и XII (см. рис. 12.10). Расчет основан на уравнениях тепловых балансов соответствующих аппаратов.

Удельное количество тепла дефлегматора находят из уравнения

$$(1 + R)i_{1a} = i_5 + Ri_R + q_{нф}. \quad (12.45)$$

Отсюда

$$q_{нф} = (1 + R)i_{1a} - i_5 - Ri_R = (1 + 0,165)1550 - 1360 - 0,164 \cdot 44 = 437 \text{ кДж/кг.}$$

Таблица 12.4. Параметры узловых точек цикла АХМ

Состояние рабочего тела в точках цикла (к рис. 12.11)	Параметры			
	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{МПа}$	$\bar{x}, y, \text{кг/кг}$	кДж/кг
Жидкость, точки:				
1	111	1,35	0,320	250
1R	60	1,35	0,608	44
2	145	1,35	0,177	497
3	46	1,35	0,177	66
3a	46	0,144	0,177	66
4	31	0,144	0,32	-88
4с	31	1,35	0,32	-88
6	35	1,35	0,995	166
6a	8,2	1,35	0,995	39
7	-24	0,159	0,995	39
Пар, точки:				
1a	102	1,35	0,94	1550
5	56	1,35	0,995	1360
8	-21	0,159	0,995	1185
8a	+9	0,159	0,995	1312

Удельное количество тепла генератора находят из уравнения

$$q_r + fi_1 = i_6 + (f-1)i_2 + q_{\text{лф}}. \quad (12.46)$$

Отсюда

$$q_r = i_5 - i_2 + f(i_2 - i_1) + q_{\text{лф}} = 1360 - 497 + 5,72(497 - 250) + 437 = 2713 \text{ кДж/кг}$$

Удельное количество тепла абсорбера находят из уравнения

$$i_{8a} + (f-1)i_3 = fi_4 + q_a. \quad (12.47)$$

Отсюда

$$q_a = i_{8a} - i_3 + f(i_3 - i_4) = 1312 - 66 + 5,72[66 - (-88)] = 2127 \text{ кДж/кг}.$$

Удельные количества тепла в конденсаторе, испарителе и паровом теплообменнике, где циркулирует \dot{m}_d кг/с рабочего тела, находят как разность энтальпий потоков на входе и выходе соответствующего аппарата:

$$q_k = i_5 - i_6 = 1360 - 166 = 1194 \text{ кДж/кг};$$

$$q_0 = i_8 - i_7 = 1185 - 39 = 1146 \text{ кДж/кг};$$

$$q_{\tau n} = i_6 - i_{6a} = 166 - 39 = 127 \text{ кДж/кг}.$$

Удельное количество тепла в теплообменнике растворов

$$q_{\tau n} = f(i_1 - i_4) = 5,72[250 - (-88)] = 1933 \text{ кДж/кг}.$$

Сумма удельных количеств тепла, подводимых к рабочему телу АХМ (если пренебречь тепловым эквивалентом работы насоса), равна:

$$\sum q_n = q_r + q_a = 2713 + 1146 = 3859 \text{ кДж/кг}$$

Отведенное тепло (с учетом тепловых потерь в теплообменнике растворов) равно:

$$\sum q_{\text{от}} = q_a + q_{\text{кр}} + q_{\text{лф}} + (1 - \eta_{\tau p}) q_{\tau p} = 2127 + 1194 + 437 - (1 - 0,95) 1933 = 3855 \text{ кДж/кг}.$$

Несовпадение баланса соответствует точности расчета по тепловой диаграмме.

Удельная техническая работа адиабатного процесса в насосе равна

$$l_n = f(i_{4a} - i_4). \quad (12.48)$$

Считая жидкость несжимаемой при повышении давления от P_a до P_k , можно определить величину l_n как работу изохорного процесса:

$$l_n = f v (P_k - P_a) = 5,72 \cdot 1,126 \cdot 10^{-3} (1,35 - 0,144) 10^3 = 7,73 \text{ кДж/кг.} \quad (12.49)$$

Удельный объем водоаммиачного раствора находим по данным [1].

Энергетическая эффективность цикла АХМ оценивается тепловым коэффициентом, равным отношению количества тепла, характеризующих целевой эффект и все затраты в АХМ. Пренебрегая работой насоса ($l_n \ll q_r$), получим:

$$\xi = q_0/q_r = 1146/2713 = 0,422. \quad (12.50)$$

12.2.2. Подбор оборудования

Оборудование абсорбционной холодильной установки включает оборудование аммиачного контура (аппараты, водоаммиачные насосы и коммуникации абсорбционной холодильной машины), оборудование циркуляционных контуров хладоносителя и оборотной воды. Поскольку внешние системы хладоносителя и охлаждающей воды идентичны рассчитанным в компрессионной установке, расчет этих систем здесь не рассматривается. Подбор оборудования АХМ проводится в определенной последовательности: вначале определяют материальные потоки в машине и рассчитывают тепловые нагрузки на аппараты, далее осуществляют подбор и поверочный расчет аппаратов АХМ, а затем — подбор водоаммиачных насосов и расчет аммиачных коммуникаций. Некоторые этапы проектирования АХМ не отличаются от приведенных ранее (в разд. 12.1) и здесь не приводятся.

Расчет материальных потоков и тепловых нагрузок на аппараты. Внешнюю тепловую нагрузку на абсорбционную холодильную установку рассчитывают так же, как в разд. 12.1.1. Она составляет $\dot{Q}_l = 393$ кВт; тогда необходимая холодильная мощность (с учетом потерь холода) равна $\dot{Q}_0 = 432$ кВт.

Массовый расход пара, поступающего в конденсатор и далее в испаритель, равен:

$$\dot{m}_d = \dot{Q}_0/q_0 = 432/1146 = 0,377 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход крепкого раствора

$$\dot{m}_i = f \dot{m}_d = 5,72 \cdot 0,377 = 2,156 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход слабого раствора

$$\dot{m}_a = \dot{m}_i - \dot{m}_d = 2,156 - 0,377 = 1,779 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход флегмы

$$\dot{m}_{фл} = R \dot{m}_d = 0,164 \cdot 0,377 = 0,062 \text{ кг/с.}$$

Тепловые нагрузки аппаратов АХМ равны:

испарителя $\dot{Q}_0^* = \dot{Q}_0 = 432$ кВт;

конденсатора $\dot{Q}_k = \dot{m}_d q_{k,d} = 0,377 \cdot 1194 = 450$ кВт;

абсорбера $\dot{Q}_a = \dot{m}_d q_a = 0,377 \cdot 2127 = 802$ кВт;

генератора $\dot{Q}_r = \dot{m}_d q_r = 0,377 \cdot 2713 = 1023$ кВт;

дефлегматора $\dot{Q}_{дф} = \dot{m}_d q_{дф} = 0,377 \cdot 437 = 165$ кВт;

теплообменника растворов $\dot{Q}_{r,p} = \dot{m}_d q_{r,p} = 0,377 \cdot 1933 = 729$ кВт;

теплообменника пара $\dot{Q}_{r,n} = \dot{m}_d q_{r,n} = 0,377 \cdot 127 = 48$ кВт

С учетом тепловых потерь через изоляцию тепловая нагрузка генератора составит

$$\dot{Q}_r^* = \dot{Q}_r / \eta_r = 1023/0,95 = 1077 \text{ кВт.} \quad (12.51)$$

Тогда расход греющего пара равен

$$\dot{m}_{гп} = \dot{Q}_r^* / (i''_{гп} - i'_{гп}) = 1077 / (2754 - 638) = 0,509 \text{ кг/с,} \quad (12.52)$$

где η_T — коэффициент тепловых потерь в генераторе; $\eta_T = 0,9 - 0,96$; $i''_{гp}$, $i'_{гp}$ — энтальпии соответственно воды и пара в состоянии насыщения при $P_{гp} = 0,5$ МПа [14]

Тепловая нагрузка на водоохлаждающее устройство (градирни) составит

$$\dot{Q} = \dot{Q}_к + \dot{Q}_а + \dot{Q}_{дф} = 450 + 802 + 165 = 1417 \text{ кВт.}$$

Электрическая мощность, потребляемая водоаммиачным насосом, составляет

$$\dot{W}_н = \dot{m}_л i_{лн} / (\eta_n \eta_{лн}) = (2,156 \cdot 7,73) / (0,7 \cdot 0,83) = 28 \text{ кВт.}$$

Подбор аппаратов АХМ. Подбор и поверочный расчет основных теплообменных аппаратов (испарителя, конденсатора, дефлегматора и теплообменников для регенерации тепла) проводится по общей схеме, представленной в гл. 2. При расчете абсорбера, выпарного элемента генератора и ректификационной колонны следует использовать материал гл. 3, 5 и 6. Примеры расчета этих аппаратов даны в литературе [8].

После подбора аппаратов и расчета коммуникаций, систем циркуляции хладоносителя и охлажденной воды определяют фактические параметры установки совмещением характеристик элементов АХМ (см. разд. 12.1.7).

При проектировании абсорбционных холодильных установок следует использовать параметрический ряд АХМ, принятый в СССР [23]

12.2.3. Энергетическая эффективность установки

Анализ термодинамического совершенства процессов в технологической установке, включающей АХМ, проводят на основе тех же понятий эксергетического к. п. д. и баланса эксергий для контрольных объемов отдельных подсистем и установки в целом (см. рис. 12.9). Отличительной особенностью подсистемы 3, включающей водоаммиачный контур АХМ, является дополнительный ввод эксергий теплового потока в генераторе — этот поток эксергии является основным и определяет ее энергетическую эффективность:

$$\dot{E}(\dot{Q}_г^2) = \dot{Q}_г^2 (T_{гp} - T_{гp}) / T_{гp} = 1077(425,15 - 308,15) / 425,15 = 296 \text{ кВт.}$$

Суммарный поток эксергии, вводимой в подсистему АХМ, равен

$$\dot{E}_{АХМ}^{вх} = \dot{E}(\dot{Q}_г^2) + \dot{W}_н = 296 + 28 = 324 \text{ кВт.}$$

Видно, что затраты электроэнергии в АХМ не превышают 10 % от общих затрат эксергии, причем $\dot{E}_{АХМ}^{вх} > \dot{E}_{х,м}^{вх}$ при равной холодильной мощности, создаваемой в подсистеме 3. Полезный эффект в форме потока эксергии холода, вводимого в подсистему 2 (контур хладоносителя), равен

$$\dot{E}(\dot{Q}_0) = \dot{Q}_0 (T_{гp} - \bar{T}_0) / \bar{T}_0 = 432(308,15 - 249,15) / 249,15 = 102,3 \text{ кВт.}$$

Процесс кипения в испарителе АХМ происходит при переменной температуре; условно примем среднетермодинамическую температуру рабочего тела равной наиминимальной температуре кипения $t_0 = -24$ °С ($\bar{T}_0 = T_0 = 249,15$ К). Потери эксергии от необратимости теплообмена в испарителях отнесены к подсистеме 2 (так же сделано в разд. 12.1.8).

В конденсаторе, абсорбере и дефлегматоре из водоаммиачного контура в подсистему охлаждающей воды отводятся потоки эксергии:

$$\dot{E}(\dot{Q}_к) = \dot{Q}_к (\bar{T}_к - T_{гp}) / \bar{T}_к = 450(308,15 - 308,15) / 308,15 = 0;$$

$$\dot{E}(\dot{Q}_а) = \dot{Q}_а (\bar{T}_а - T_{гp}) / \bar{T}_а = 802(311,65 - 308,15) / 311,65 = 7,9 \text{ кВт;}$$

$$\dot{E}(\dot{Q}_{дф}) = \dot{Q}_{дф} (\bar{T}_{дф} - T_{гp}) / \bar{T}_{дф} = 165(333,15 - 308,15) / 333,15 = 12,4 \text{ кВт.}$$

При вычислении среднетермодинамических температур рабочего тела в конденсаторе, абсорбере и дефлегматоре принято:

$$\bar{T}_к = t_к = 35$$
 °С ($\bar{T}_к = 308,15$);

$$t_a = (t_{3a} + t_4) / 2 = (46 + 31) / 2 = 38,5 \text{ }^\circ\text{C} (T_a = 311,15 \text{ K});$$

$$\bar{T}_{\text{фл}} = t_{R_1} = 60 \text{ }^\circ\text{C} (\bar{T}_{\text{фл}} = 333,15 \text{ K}).$$

Потери эксергии от необратимости теплообмена с охлаждающей водой отнесены к подсистеме 4.

Суммарный поток эксергии на выходе из подсистемы АХМ равен

$$\dot{E}_{\text{АХМ}}^{\text{вых}} = \dot{E}(\dot{Q}_a) + \dot{E}(\dot{Q}_b) + \dot{E}(\dot{Q}_c) + \dot{E}(\dot{Q}_{\text{дф}}) = 102,3 + 0 + 7,9 + 12,4 = 122,6 \text{ кВт.}$$

Эксергетический к. п. д. процессов в водоаммиачном контуре АХМ находим по уравнению, аналогичному (12.28):

$$\eta_{\text{АХМ}} = \dot{E}_{\text{АХМ}}^{\text{вых}} / \dot{E}_{\text{АХМ}}^{\text{вх}} = 122,6 / 324 = 0,378.$$

Потери эксергии в подсистеме АХМ составят $\dot{D}_{\text{АХМ}} = (1 - \eta_{\text{АХМ}}) \dot{E}_{\text{АХМ}}^{\text{вх}} = (1 - 0,378) 324 = 201,5 \text{ кВт.}$

Термодинамическое совершенство холодильной установки, включающей подсистемы хладоносителя 2, АХМ 3 и охлаждающей воды 4, определим, используя соотношения разд. 12.1.8. Получим:

$$\dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = \dot{E}(\dot{Q}_2) + \dot{W}_n + \dot{W}_x + \dot{W}_b + \Delta \dot{m}_b e_b = 296 + 28 + 18,88 + 43 + 2,26 \cdot 3,6 = 394 \text{ кВт};$$

$$\dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = \dot{E}(\dot{Q}_1) = \dot{Q}_1 (T_{\text{ср}} - \bar{T}_x) / \bar{T}_x = 393 (308,15 - 254,3) / 254,3 = 83,2 \text{ кВт};$$

$$\eta_{\text{хс}} = \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} / \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = 83,2 / 394 = 0,211;$$

$$\dot{D}_{\text{хс}} = (1 - \eta_{\text{хс}}) \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = (1 - 0,211) 394 = 310,8 \text{ кВт.}$$

Затраты электроэнергии в системе циркуляции хладоносителя \dot{W}_x приняты те же, что в разд. 12.1. Расходы воды на подпитку $\Delta \dot{m}_b$ и электрическая мощность, вводимая в водоохлаждающую систему, рассчитаны по тепловой нагрузке на градирни: $\dot{Q} = 1417 \text{ кВт.}$

Сравнивая значения эксергетических к. п. д. холодильных установок на базе компрессионной и абсорбционной холодильных машин, видим, что процессы с использованием АХМ менее совершенны (примерно в 1,5 раза). Это связано с низкой эффективностью совмещенных циклов в АХМ и потерями эксергии в дефлегматоре и абсорбере. Более экономичные варианты работы АХМ приведены в [1, 3, 16, 23].

Термодинамическое совершенство процессов в технологической системе выделения толуола с использованием АХМ оценим по методике, изложенной в разд. 12.1.8; при этом $\dot{E}_{\text{тс}}^{\text{вх}}$ и $\dot{E}^{\text{тп}}$ сохраняют те же значения, а поток вводимой эксергии находится по уравнению

$$\dot{E}_{\text{тс}}^{\text{вх}} - \dot{E}^{\text{тп}} = \dot{m}_t e_t^0 (T_t, P_t, \bar{x}) + \dot{E}_{\text{хс}}^{\text{вх}} = 4,07 \cdot 6,53 + 394 = 420,6 \text{ кВт.}$$

Эксергетический к. п. д. системы в целом находим по уравнению (12.31): $\eta_{\text{тс}} = 16 / 420,6 = 0,038$, что примерно в 1,5 раза ниже, чем в установке с компрессионной холодильной машиной. Суммарные потери эксергии также значительно больше, чем в сравниваемом варианте:

$$\dot{D}_{\text{тс}} = (1 - \eta_{\text{тс}}) (\dot{E}_{\text{тс}}^{\text{вх}} - \dot{E}^{\text{тп}}) = (1 - 0,038) 420,6 = 404,6 \text{ кВт.}$$

Ниже дано распределение потерь эксергии по основным подсистемам абсорбционной холодильной установки (см. рис. 12.9):

Параметры	Подсистемы			
	1	2	3	4
η_j	0,146	0,685	0,378	0
y_j	0,261	0,288	0,770	0,169
$y(1 - \eta_j)$	0,223	0,091	0,479	0,169
D_j , кВт	93,6	38,2	201,4	71,4

Анализ данных показывает, что несовершенство процессов в водоаммиачном контуре приводит к возрастанию потерь эксергии в АХМ и водоохлаждающей системе (подсистемы 3 и 4). Эксергетический к. п. д. подсистемы 4 принят равным нулю, поскольку нет полезно используемого потока эксергии нагретой воды; при этом сохраняют силу соображения, высказанные в разд. 12.1.8 о роли водооборотной системы.

В табл. 12.5 представлены основные энергетические показатели абсорбционной холодильной установки в различные периоды года. Анализ данных показывает, что в весенне-осенний и зимний периоды такие энергетические показатели, как тепловой коэффициент АХМ и удельный расход греющего пара, заметно улучшаются вследствие снижения температуры охлаждающей воды, роста в связи с этим удельной холодопроизводительности q_0 и уменьшения кратности циркуляции l [см. уравнения (12.37), (12.39), (12.46)]. Однако степень совершенства АХМ резко падает. Это вызвано тем, что в облегченных условиях эксплуатации возрастает относительная доля потерь от необратимости теплообмена, в частности при использовании греющего пара тех же параметров ($P_{гр}=0,5$ МПа, $t_{гр}=152$ °С).

Термодинамический анализ АХМ показывает [1. 16], что при определенных температурах объекта охлаждения t_{x2} и охлаждающей воды $t_{в1}$ существует оптимальный режим работы, обеспечивающий наибольший тепловой коэффициент. Этот режим определяется прежде всего оптимальными значениями температуры нагрева раствора в генераторе t_2 и концентрации слабого раствора \bar{x}_n . Отклонение этих величин в любую сторону вызывает уменьшение теплового коэффициента. В холодное время года снижение температуры охлаждающей воды $t_{в1}$ приводит к смещению оптимума в сторону больших концентраций x_n и меньших температур слабого раствора t_2 , однако использование греющего пара тех же параметров сохраняет t_2 и x_n прежними. В результате возрастают тепло дефлегмации и тепловая нагрузка генератора (относительно возможных оптимальных значений). Для улучшения энергетических показателей работы АХМ в зимнее время необходимо использовать греющий пар более низких параметров либо уменьшить подачу крепкого раствора в генератор.

Термодинамическое совершенство установки в целом в зимнее время ухудшается в результате возрастания относительной доли потерь в оборотной системе водоохлаждения. В этом случае необходим сравнительный технико-экономический анализ для определения оптимального способа отвода тепла в атмосферу.

Таблица 12.5. Энергетические показатели абсорбционной холодильной машины

Показатели	Расчетный режим	Эксплуатационные режимы		
		летний	весенне-осенний	зимний
$t_{гр},$ °С	152	152	152	152
$t_{x2},$ °С	-20	-20	-20	-20
$t_{в1},$ °С	+27	+23	+17	+10
$t_n^a,$ °С	+35	+24,7	+15	0 °С
$t_0,$ °С	-24	-24	-24	-24
$t_n,$ °С	35	29	23,5	16,8
$\dot{Q}_J,$ кВт	393	393	393	393
$\dot{Q}_0,$ кВт	431	431	431	431
$\dot{Q}_n^a,$ кВт	1077	988	915	840
$\dot{m}_{гр},$ кг/с	0,509	0,467	0,432	0,397
$\dot{W}_n,$ кВт	28	24	22	16
$\dot{W}_x,$ кВт	18,9	18,9	18,9	18,9
$\dot{W}_в,$ кВт	43	43	34	22
$\zeta^{х.м}$	0,401	0,436	0,471	0,513
$\eta_{х.с}$	0,211	0,178	0,142	0,082

12.3. СРАВНИТЕЛЬНЫЙ ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ КОМПРЕССИОННОЙ И АБСОРБЦИОННОЙ ХОЛОДИЛЬНЫХ МАШИН

Сопоставление энергетических к. п. д. компрессионной и абсорбционной холодильных машин показывает, что АХМ термодинамически менее совершенна, совмещение прямого и обратного циклов приводит к резкому ухудшению энергетических показателей (см. табл. 12.3 и 12.5). Однако термодинамическое совершенство не является единственным критерием, определяющим предпочтительность той или иной схемы. Выбор наиболее целесообразного варианта осуществляется на основе сравнительных расчетов экономической эффективности капиталовложений. Оптимальному варианту соответствует минимум приведенных затрат, которые при сроке строительства до года и неизменности во времени годовых эксплуатационных расходов определяются по формуле

$$Z = E_n K + S, \quad (12.53)$$

где K — единовременные капитальные затраты, руб.; E_n — нормативный коэффициент эффективности (в энергетике $E_n = 0,12 \text{ год}^{-1}$); S — годовые эксплуатационные расходы (ежегодные издержки), руб/год.

В данном случае использован разностный метод расчета экономии по приведенным затратам, позволяющий упростить задачу, учитывая только те затраты, по которым варианты различаются. Поскольку в компрессионной и абсорбционной машинах используются различные формы энергии, сопоставление вариантов должно учитывать не только затраты на получение холода в контуре холодильной машины, но и капитальные вложения и эксплуатационные издержки на производство данного вида энергии.

Сравним три варианта:

1. Компрессионная холодильная машина получает электроэнергию от конденсационной электростанции (система КХМ — КЭС).

2. Абсорбционная холодильная машина получает тепло в виде насыщенного водяного пара ($P_{гр} = 0,5 \text{ МПа}$) от теплоэнергоцентрали (система АХМ — ТЭЦ).

3. Абсорбционная холодильная машина получает тепло в виде насыщенного водяного пара ($P_{гр} = 0,5 \text{ МПа}$) от котла-утилизатора, использующего вторичные энергоресурсы предприятия (система АХМ — ВЭР). Этот вариант особенно актуален для химической и нефтехимической отраслей промышленности, обладающих огромными ВЭР.

При расчете используем укрупненные показатели для оценки капитальных вложений и эксплуатационных издержек.

Ниже приведены ориентировочные значения удельных капиталовложений в оборудование, расходов и стоимости условного топлива и воды:

конденсационная электростанция — 110—160 руб/кВт [19]; примем $c_{КЭС} = 135 \text{ руб/кВт}$;

теплоэлектроцентраль — 160—180 руб/кВт [19]; примем $c_{ТЭЦ} = 165 \text{ руб/кВт}$;

оборудование утилизационной установки для получения пара от ВЭР — 10 000 руб/т пара [19];

компрессионная холодильная машина — $c_{КХМ} = 25 \text{ руб. за } 1 \text{ м}^3/\text{ч } \dot{V}_T$ [1, 8];

абсорбционная холодильная машина — $c_{АХМ} = 100 \text{ руб/кВт}$ [1, 8];

системы технического водоснабжения — $c_w = 48 \text{ руб. за } 1 \text{ м}^3/\text{ч}$ [8];

удельный расход условного топлива на производство электроэнергии [19]

на КЭС — $b_{КЭС} = 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ т/(кВт} \cdot \text{ч)}$, на ТЭЦ — $b_{ТЭЦ} = 0,29 \cdot 10^{-3} \text{ т/(кВт} \cdot \text{ч)}$;

удельный расход условного топлива на отпущенное тепло от ТЭЦ [19]: $b_t = 42,7 \cdot 10^{-3} \text{ т/ГДж}$;

замыкающие затраты на топливо (газ) в районе Нижнего Поволжья [19]: $Z_t = 40 \text{ руб/т. у. т}$;

стоимость воды при оборотной системе $c_w = 0,01 \text{ руб/м}^3$

Общая норма амортизационных отчислений, включая ремонт, принята для всех объектов $P_a = 7,5 \%$. При расчете использованы значения энергетических показателей

холодильных машин (табл. 12.5 и 12.6), усредненные за год; длительность работы оборудования в течение года $\tau = 8000$ ч (в летний и зимний периоды $\Delta\tau_1 = \Delta\tau_2 = 2000$ ч, в весенне-осенний $\Delta\tau_3 = 4000$ ч). Для расчета электрической мощности ТЭЦ, поставляющей тепло для АХМ, использованы основные показатели за 1980 г установленная мощность, производство электроэнергии по теплофикационному циклу и отпуск тепла [19]. Принято на $1 \cdot 10^3$ ГДж тепла 15 кВт установленной мощности ТЭЦ.

Ежегодная экономия приведенных затрат при использовании абсорбционной машины рассчитана по разностному методу:

$$\Delta Z = E_n \Delta K + \Delta S, \quad (12.54)$$

где ΔK — разность капиталовложений; ΔS — экономия ежегодных издержек на эксплуатацию. Величина ΔS складывается из экономии на топливо и воду и разницы амортизационных отчислений:

$$\Delta S = \Delta S_r + \Delta S_w + \Delta S_a$$

При сравнении систем КХМ — КЭС и АХМ — ТЭЦ топливная составляющая рассчитана по формуле [2]

$$\Delta S_r = 3r (b_{\text{КЭС}} \tau \sum \dot{W}_{\text{КХМ}} / \eta_e - b_r \dot{Q}_r \tau / \eta_r - b_{\text{ТЭЦ}} \tau \sum \dot{W}_{\text{АХМ}} / \eta_e), \quad (12.55)$$

где $\sum \dot{W}_{\text{КХМ}}$, $\sum \dot{W}_{\text{АХМ}}$ — суммарные электрические мощности, потребляемые соответственно в компрессионной и абсорбционной установках; $\eta_e = 0,9$ — коэффициент, учитывающий потери в электрических сетях и неучтенный расход энергии (на КИП); \dot{Q}_r — тепловая нагрузка на генератор АХМ; $\eta_r = 0,9$ — коэффициент потерь тепла во внешних сетях.

При использовании тепла ВЭР в уравнении (12.55) исчезает величина $b_r \dot{Q}_r \tau / \eta_r$ — расход топлива на ТЭЦ для производства греющего пара. Экономия при сокращении расхода воды на подпитку оборотной системы определяется по соотношению:

$$\Delta S_w = \eta_w (\dot{m}_{\text{в КХМ}} - \dot{m}_{\text{в АХМ}}) \tau. \quad (12.56)$$

Разница амортизационных отчислений определена по формуле:

$$\Delta S_a = P_a \Delta K. \quad (12.57)$$

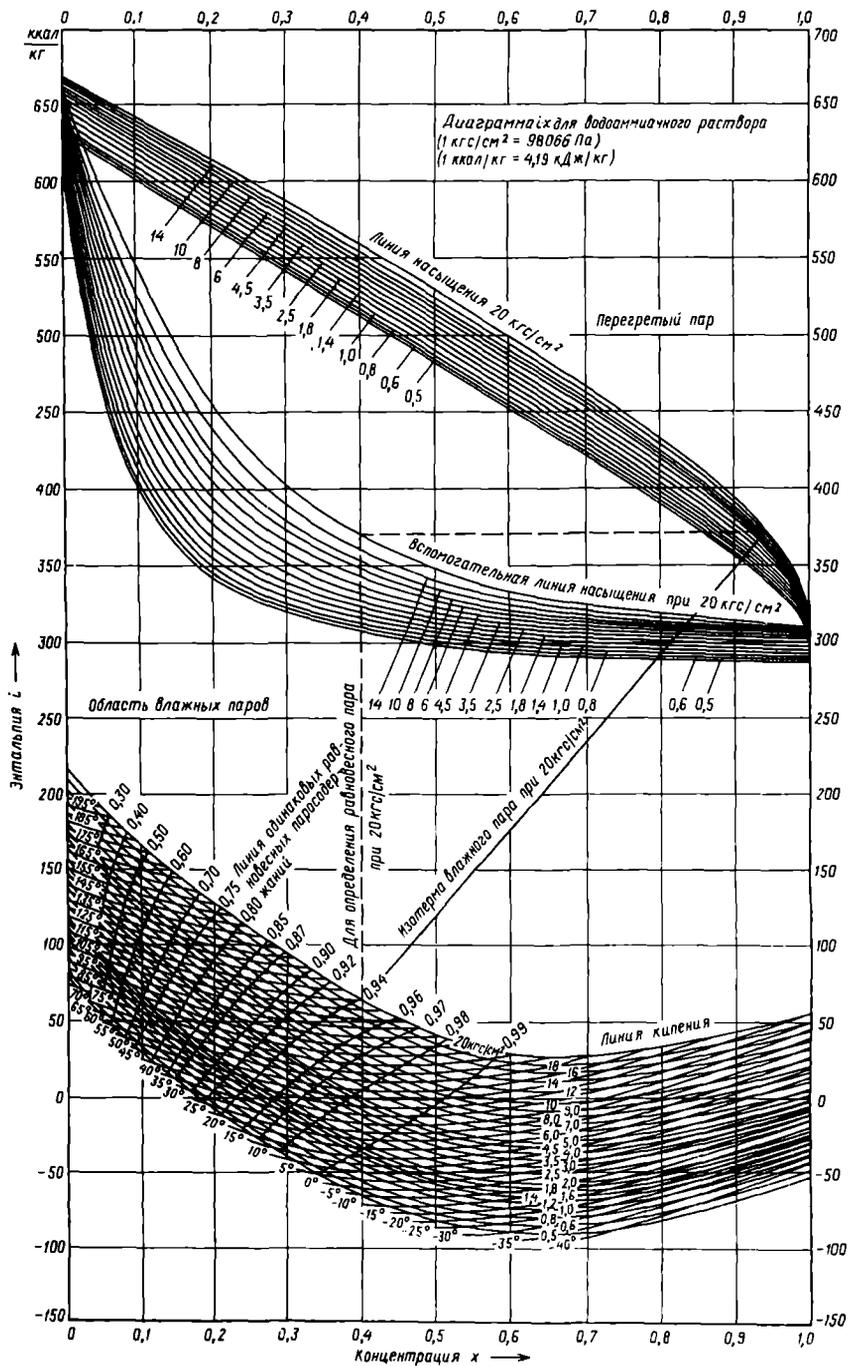
Результаты вычислений представлены в табл. 12.6. Анализ их показывает, что в данных условиях применение абсорбционной холодильной машины целесообразно только при использовании ВЭР. Однако в иных условиях, например при сезонности нагрузки на холодильную машину и резерве тепла ТЭЦ в летнее время, возможен иной результат.

Таблица 12.6. Расчет экономии приведенных затрат для различных вариантов холодильных установок

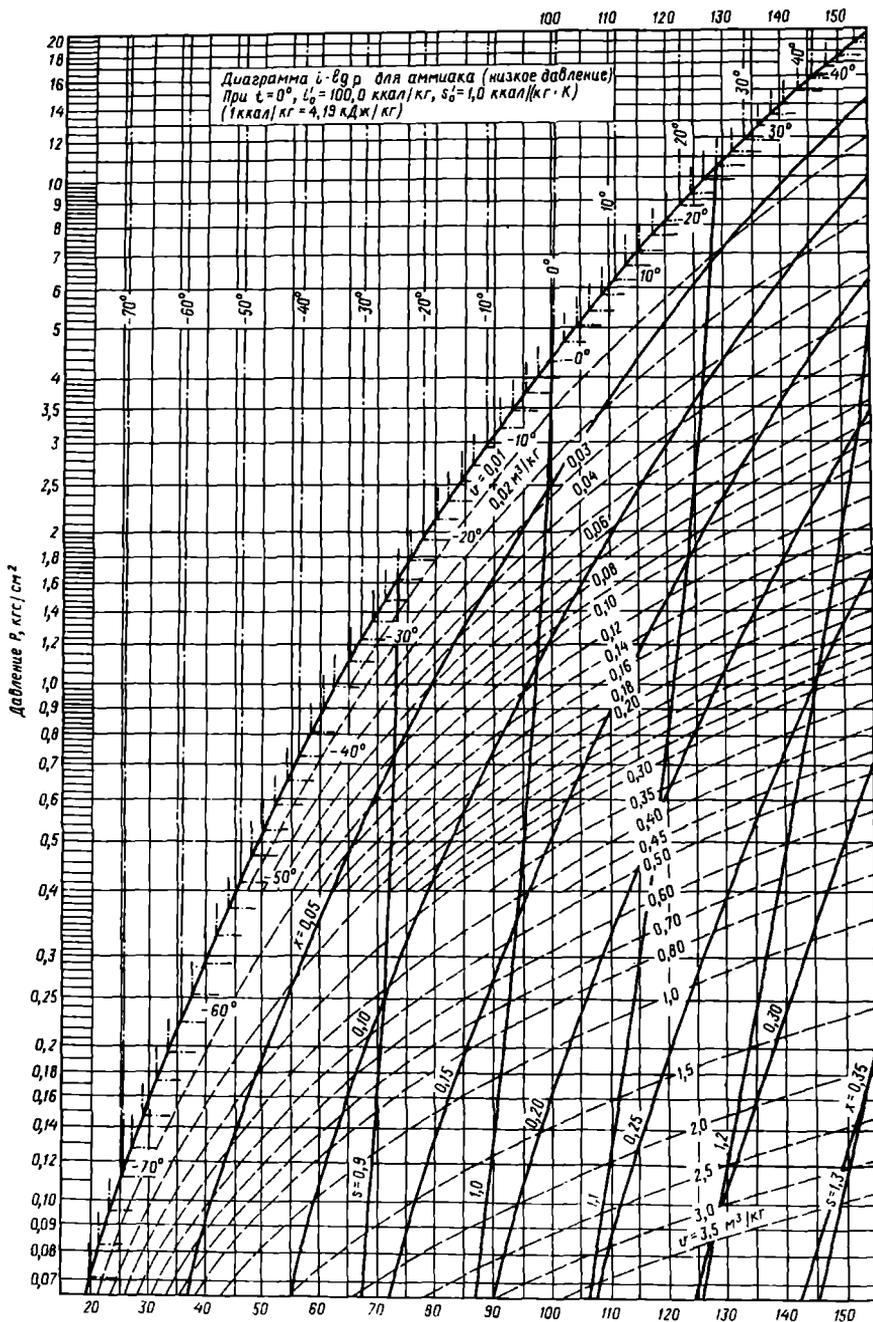
Показатель	Обозначение или расчетное соотношение	Сравниваемые варианты		
		КХМ — КЭС	АХМ — ТЭЦ	АХМ — ВЭР
Холодопроизводительность:				
в единицу времени, кВт	\dot{Q}_0	431	431	431
годовая, ГДж	$Q_0 = \dot{Q}_0 \tau$	$12,4 \cdot 10^3$	$12,4 \cdot 10^3$	$12,4 \cdot 10^3$
Тепловая нагрузка генератора АХМ:				
в единицу времени, кВт	$\bar{Q}_r = \sum \dot{Q}_r \Delta\tau_i / \sum \Delta\tau_i$	—	914	914
годовая, ГДж	$Q'_r = \bar{Q}_r \tau$	—	$26,3 \cdot 10^3$	$26 \cdot 10^3$
Расход греющего пара, т/ч	$\dot{m}_{\text{гр}} = \sum \dot{m}_{\text{гр}} \Delta\tau_i / \sum \Delta\tau_i$		1,55	1,55

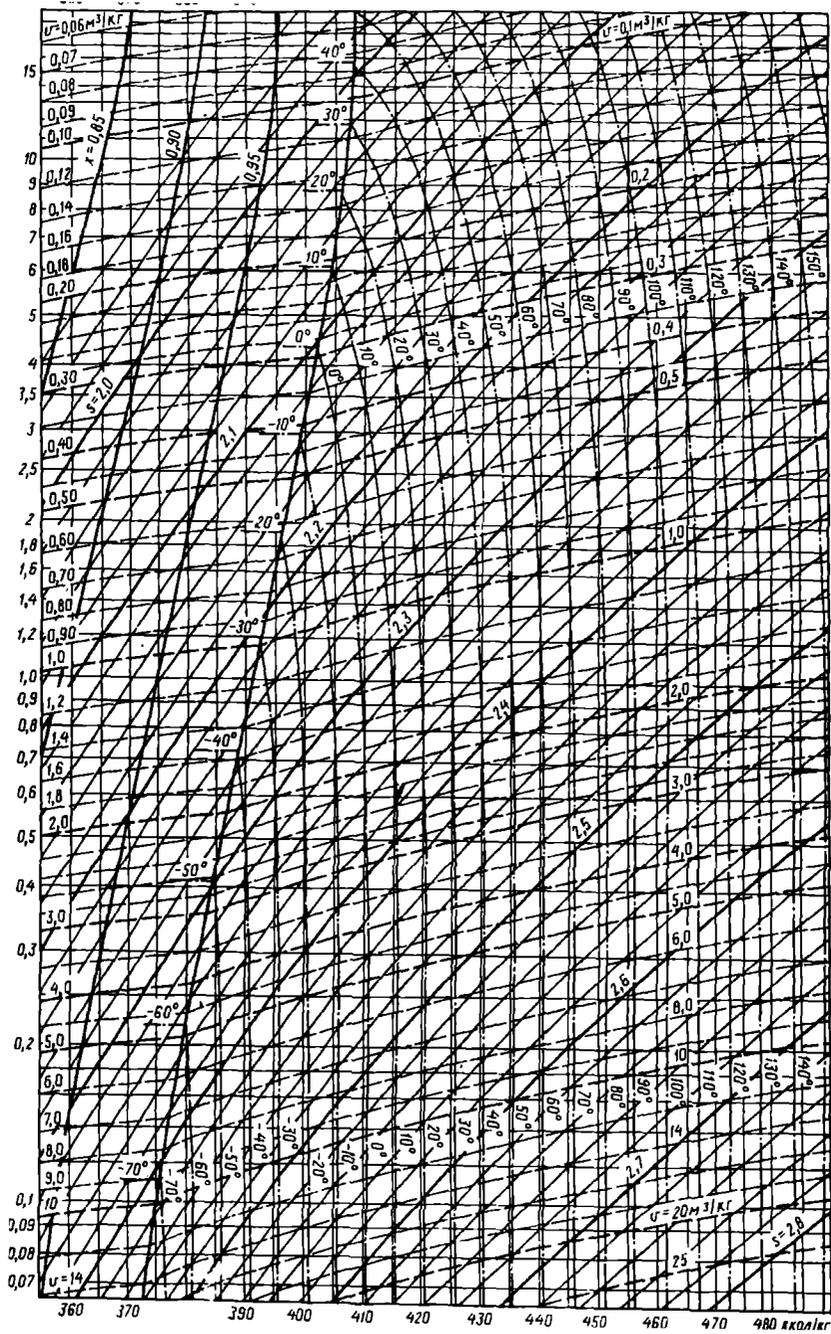
Показатель	Обозначение или расчетное соотношение	Сравниваемые варианты		
		КХМ КЭС	АХМ ТЭЦ	ЛХМ ВЭР
Потребляемая электрическая мощность, кВт	$\sum \dot{W} = \sum (\sum \dot{W}) \Delta \tau_i / \sum \Delta \tau_i$	221	75	75
Годовой расход электроэнергии, кВт·ч	$\tau \sum \dot{W}$	$1,77 \cdot 10^6$	$6 \cdot 10^5$	$6 \cdot 10^5$
Экономия условного топлива:				
за год, т/год		0	-714	+467
на 1 ГДж холода, т/ГДж		0	-0,058	+0,038
Экономия затрат на топливо ΔS_{τ} , руб/год	По уравнению (12.55)	0	-28560	+18690
Экономия затрат на воду $\Delta S_{\text{в}}$, руб/год	По уравнению (12.56)	0	-230	-230
Капиталовложения в КЭС, руб.	$K_{\text{КЭС}} = c_{\text{КЭС}} \sum \dot{W} / \eta_{\text{в}}$	33150	—	11250
Установленная мощность ТЭЦ, кВт:				
по теплу	$\dot{W}_{\tau} = 15 Q_{\tau} \cdot 10^{-7}$	—	395	—
по электроэнергии	$\dot{W}_{\text{э}} = \sum \dot{W}_{\text{АХМ}} / \eta_{\text{э}}$	—	83	—
суммарная	$\dot{W}_{\tau} + \dot{W}_{\text{э}}$	—	478	—
Капиталовложения в ТЭЦ, руб.	$K_{\text{ТЭЦ}} = c_{\text{ТЭЦ}} (\dot{W}_{\tau} + \dot{W}_{\text{э}})$	—	78870	—
Капиталовложения замещенной мощности КЭС, руб.	$K_{\text{КЭС}}^{\text{зм}} = c_{\text{КЭС}} \dot{W}_{\tau}$	—	53325	—
Капиталовложения, руб.:				
в компрессионную холодильную машину	$K_{\text{КХМ}} = c_{\text{КХМ}} \sum \dot{V}_{\tau} \cdot 3600$	60120	—	—
в абсорбционную машину	$K_{\text{АХМ}} = c_{\text{АХМ}} \dot{Q}_0$	—	43100	43100
в обратное водоснабжение	$K_{\text{в}} = c_{\text{в}} \dot{V}_{\text{в}} \cdot 3600$	8300	13500	13500
в утилизатор ВЭР	$K_{\text{ут}} = 10\,000 \dot{m}_{\text{гр}}$	—	—	15500
Суммарные капиталовложения в систему, руб.	$\sum K$	101570	82145	72100
Разность капиталовложений, руб.	ΔK	0	19425	29500
Экономия приведенных затрат по капитальным вложениям, руб./год	$\Delta K E_{\text{и}}$	0	2331	3540
Экономия амортизационных отчислений, руб./год	$\Delta S_{\text{а}} = P_{\text{а}} \Delta K$	0	1460	2210
Суммарная экономия эксплуатационных издержек, руб./год	ΔS	0	-27330	20670
Экономия приведенных затрат, руб.:				
за год	ΔZ	—	-24999	24210
за 1 ГДж холода	$\Delta Z / Q_0$	—	-2,02	+1,95

Приложение 12.1. Диаграмма ($i - x$) для водоаммиачного раствора:
 $1 \text{ кгс/см}^2 = 98066 \text{ Па}$; $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \text{ кДж/кг}$



Приложение 12.2. Диаграмма $\lg P-i$ для аммиака (низкое давление):
 $t = 0^\circ\text{C}$; $t'_0 = 100,0$ ккал/кг; $s'_0 = 1,0$ ккал/(кг·К) (1 ккал/кг = 4,19 кДж/кг)





1. *Бадьялькес И. С., Данилов Р. Л.* Абсорбционные холодильные машины. М.: Пищ. пром., 1966. 355 с.
2. *Орехов И. И., Обрезов В. Д.* Холод в процессах химической технологии. Л.: Изд. ЛГУ, 1980. 256 с.
3. *Розенфельд Л. М., Ткачев Л. Г.* Холодильные машины и аппараты. М.: Госторгиздат, 1960. 652 с.
4. *Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т.* Свойства газов и жидкостей. Л.: Химпя, 1982. 592 с.
5. *Варгафтик Н. Б.* Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972. 720 с.
6. *Курылев Е. С., Герасимов Н. А.* Холодильные установки. Л.: Машиностроение, 1980. 622 с.
7. Холодильная техника. Энциклопедический справочник. М.: Госторгиздат Т. 1. 1960. 544 с.; т. 2. 1962. 488 с.
8. *Кошкин Н. Н. и др.* Тепловые и конструктивные расчеты холодильных машин. Л.: Машиностроение, 1976. 464 с.
9. Холодильные компрессоры: Справочник. М.: Легкая и пищ. пром., 1981. 280 с.
10. *Данилова Г. Н. и др.* Теплообменные аппараты холодильных установок. Л.: Машиностроение, 1973. 328 с.
11. Теплообменные аппараты, приборы автоматизации и испытания холодильных машин/Под ред. А. В. Быкова. М.: Легкая и пищ. пром., 1984. 248 с.
12. *Свердлов Г. Э., Янвель Б. К.* Курсовое и дипломное проектирование холодильных установок и систем кондиционирования воздуха. М.: Пищ. пром., 1978. 264 с.
13. Проектирование холодильных сооружений: Справочник. М.: Пищ. пром., 1978. 255 с.
14. Справочник по теплообменникам. М.: Энергоатомиздат, 1987 Т. 1, 560 с.; т. 2, 352 с.
15. Тепловые и атомные электрические станции: Справочник. М.: Энергоиздат, 1982. 624 с.
16. *Блиер Б. М., Вургафт А. В.* Теоретические основы проектирования абсорбционных термо-трансформаторов. М.: Пищ. пром., 1971. 203 с.
17. *Кошкин Н. Н. и др.* Холодильные машины. М.: Пищ. пром., 1973. 512 с.
18. *Соколов Е. Я., Бродянский В. М.* Энергетические основы трансформации тепла и процессов охлаждения. М.: Энергоиздат. 1981. 320 с.
19. Теплоэнергетика и теплотехника. Общие вопросы: Справочник. М.: Энергия, 1980. 529 с.
20. *Лейтес И. Л., Сосна М. Х., Семенов В. П.* Теория и практика химической энерготехнологии. М.: Химия, 1988. 280 с.
21. *Хейвуд Р.* Термодинамика равновесных процессов. М.: Мир, 1983. 492 с.
22. СНИП II-A.6—72. Строительная климатология и геофизика.
23. Холодильные машины: Справочник. М.: Легкая пром., 1982. 223 с.
24. Теплофизические основы получения искусственного холода: Справочник. М.: Пищ. пром., 1980. 231 с.

ГЛАВА 13

МЕХАНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ОСНОВНЫХ УЗЛОВ И ДЕТАЛЕЙ ХИМИЧЕСКИХ АППАРАТОВ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- E* — модуль продольной упругости материала;
I — момент инерции;
M — изгибающий момент;
P — усилие деформации;
p — давление;
W — момент сопротивления;
 α — коэффициент линейного расширения материала;
 σ — нормальное напряжение;
 τ — касательное напряжение.

ВВЕДЕНИЕ

Настоящее пособие по проектированию предназначено в первую очередь для студентов химико-технологических вузов, поэтому цель данной главы — не точное изложение существующих методов, закрепленных нормативно-технической документацией (ГОСТами, отраслевыми нормами и т. п.), а описание общего порядка расчета с выделением наиболее важных моментов, где

будущим инженерам-технологам поясняется связь между свойствами обрабатываемых веществ, технологическими особенностями процесса и прочностью и надежностью аппаратуры.

Конструктивное оформление машин и аппаратов, применяемых в химической промышленности, неразрывно связано с их функциональным назначением и полностью определяется характером и технологическими параметрами протекающих в них процессов. При этом конструкция химического оборудования должна не только отвечать требованиям самых совершенных технологий, но обладать также прочностью, высокой надежностью, быть легкой, эстетичной и требовать как можно меньшего расхода дорогостоящих и дефицитных материалов.

Для обеспечения сочетания прочности и надежности химической аппаратуры с ее экономичностью и малой материалоемкостью на стадии проектирования необходимо провести подробный механический (прочностной) расчет каждого узла и детали вновь создаваемого оборудования. При этом могут быть выполнены два вида механических расчетов: проектировочный и поверочный. В первом случае основные размеры разрабатываемого элемента конструкции рассчитывают исходя из характера действующих на него нагрузок, температуры эксплуатации, материала и необходимого запаса прочности. Во втором случае, когда размеры элемента конструкции обусловлены какими-либо иными соображениями, например требованиями технологии, расчет сводится к определению напряжений, действующих в материале рассчитываемого элемента и их сравнению с допускаемыми напряжениями.

Прежде чем перейти к основам механического расчета, следует ввести некоторые понятия и определения, которые окажутся полезными для понимания изложенного ниже материала.

13.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Расчетную температуру определяют на основании тепловых расчетов или опытных данных. При положительных температурах за расчетную принимают наибольшую температуру стенки. При работе элементов химической аппаратуры в условиях любых отрицательных температур за расчетную температуру принимают 20 °С. В тех случаях, когда по тем или иным причинам нельзя воспользоваться ни расчетными, ни опытными данными либо нагрев элементов аппаратуры неравномерен, за расчетную следует принимать наибольшую температуру среды, но не ниже 20 °С. Расчетную температуру используют для определения физико-механических характеристик материалов и допускаемых напряжений.

Под *рабочим давлением* понимают максимальное внутреннее избыточное или наружное давление, возникающее при нормальном протекании рабочего процесса, без учета гидростатического давления среды и без учета допустимого кратковременного повышения давления при срабатывании предохранительного клапана или других предохранительных устройств.

Под *условным (номинальным) давлением* принято понимать наибольшее избыточное давление при расчетной температуре 20 °С, при котором обеспечивается длительная работа аппарата или сосуда при той же температуре. Ряд условных давлений нормализован (ГОСТ 9493—80) в пределах от 0,10 до 100 МПа. Значения условных давлений в МПа выбирают из ряда [1] 0,10; 0,16; 0,25; 0,30; 0,40; 0,60; 0,80; 1,00; 1,25; 1,60; 2,0; 2,50; 3,20; 4,0; 5,0; 6,30; 8,0; 10,0; 12,5; 16,0; 20,0; 25,0; 32,0; 40,0; 50,0; 63,0; 80,0; 100. Приведенный ряд распространяется на промышленные резервуары и газгольдеры.

Под *расчетным* понимают давление, для которого проводят расчет элементов аппаратуры на прочность. Его принимают, как правило, равным рабочему давлению или выше последнего. При расчете элементов, разделяющих пространства с разными давлениями (например, в аппаратах с рубашками), за расчетное принимают либо давление в каждом из этих пространств, либо давление, требующее большей толщины стенки рассчитываемого элемента. Если на элемент сосуда или аппарата действует гидростатическое давление, составляющее 5 % или более от рабочего, то расчетное давление для этого элемента следует увеличить на это же значение.

Под *пробным* понимают давление, при котором проводят испытание сосуда или аппарата.

Допускаемое напряжение для выбранного материала приближенно можно определить по формуле

$$[\sigma] = \eta \sigma^*, \quad (13.1)$$

где η — коэффициент; σ^* — нормативное допускаемое напряжение.

Таблица 13.1 Допускаемые напряжения для сталей

Расчетная температура, °С	Допускаемое напряжение σ^* МПа, для сталей марок													
	ВСт.3	20, 20К	09Г2С, 16ГС, 17ГС, 17Г1С, 10Г2С1	10Г2	12ХМ	12МХ	15ХМ	15Х5М	15Х5М-У	08Х22Н6Т, 08Х21Н6М2Т	03Х21Н21М4ГБ	03Х18Н11	03Х16Н15М3	06ХН28МДТ, 03ХН28МДТ
20	140	147	183	180	147	147	155	146	240	240	180	160	153	147
100	134	142	160	160	—	—	—	141	235	207	173	133	140	138
150	131	139	154	154	—	—	—	138	230	200	171	125	130	130
200	126	136	148	148	145	145	152	134	225	193	171	120	120	124
250	120	132	145	145	145	145	152	127	220	173	167	115	113	117
300	108	119	134	134	141	141	147	120	210	167	149	112	103	110
350	98	106	123	123	137	137	142	114	200	—	143	108	101	107
375	93	98	116	108	135	135	140	110	180	—	141	107	90	105
400	85	92	105	92	132	132	137	105	170	—	140	107	87	103
410	81	86	104	86	130	130	136	103	160	—	—	107	83	—
420	75	80	92	80	129	129	135	101	155	—	—	107	82	—
430	70	75	86	75	127	127	134	99	140	—	—	107	81	—
440	—	67	78	67	126	126	132	96	135	—	—	107	81	—
450	—	61	71	61	124	124	131	94	130	—	—	107	80	—
460	—	55	64	55	122	122	127	91	126	—	—	—	—	—
470	—	49	56	49	117	117	122	89	122	—	—	—	—	—
480	—	44	53	44	114	114	117	86	118	—	—	—	—	—
490	—	—	—	—	105	105	107	83	114	—	—	—	—	—
500	—	—	—	—	96	96	99	79	108	—	—	—	—	—
520	—	—	—	—	69	69	74	66	85	—	—	—	—	—
540	—	—	—	—	50	47	57	54	58	—	—	—	—	—
560	—	—	—	—	33	—	41	40	45	—	—	—	—	—

Для взрыво- и пожароопасных сред η принимают равным 0,9, в остальных случаях $\eta = 1,0$. Значения σ^* для ряда сталей приведены в табл. 13.1; более подробные сведения см. [2].

Значения модуля продольной упругости E в зависимости от выбранного материала при расчетной температуре определяют по табл. 13.2.

Коэффициент прочности сварных швов (φ) характеризует прочность сварного шва по сравнению с прочностью основного материала. Значение этого коэффициента зависит от метода сварки и типа сварного соединения (табл. 13.3). Для бесшовных элементов сосудов и аппаратов $\varphi = 1$.

При расчете сосудов и аппаратов необходимо учитывать прибавку к расчетным толщинам элементов (c) Исполнительную толщину стенки элемента определяют по формуле

$$s \geq s_p + c, \tag{13.2}$$

где прибавка к расчетной толщине (s_p) равна

$$c = c_1 + c_2 + c_3. \tag{13.3}$$

Прибавки c_2 (для компенсации минусового допуска) и c_3 (для компенсации утонения в процессе изготовления аппаратуры), как правило, невелики и учитываются технологами по обработке металлов. Гораздо существеннее прибавка c_1 для компенсации коррозии и (или) эрозии элементов сосуда или аппарата. Таким образом, формула (13.3) может быть записана в виде

$$c = c_1 = \Pi T_a, \tag{13.4}$$

где Π — скорость коррозии или эрозии; T_a — срок службы аппарата.

Таблица 13.2. Модуль продольной упругости для сталей

Стали	$E \cdot 10^{-5}$ МПа при температуре, °С													
	20	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700
Углеродистые и низколегированные	1,99	1,91	1,86	1,81	1,76	1,71	1,64	1,55	1,40	—	—	—	—	—
Жаропрочные и жаростойкие	2,00	2,00	1,99	1,97	1,94	1,90	1,85	1,80	1,74	1,67	1,60	1,52	1,43	1,32
аустенитные	2,15	2,15	2,05	1,98	1,95	1,90	1,84	1,78	1,71	1,63	1,54	1,40	—	—
Теплоустойчивые и коррозионно-стойкие хромистые														

Таблица 13.3. Коэффициент прочности сварных швов (φ)

Вид сварного шва	φ	
	при контроле 100 % длины шва	при контроле от 10 до 50 % длины шва
Стыковой или тавровый с двусторонним сплошным проваром, выполненный автоматической или полуавтоматической сваркой	1,0	0,9
Стыковой с подваркой корня шва или тавровый с двусторонним сплошным проваром, выполненный вручную	1,0	0,9
Стыковой, доступный сварке только с одной стороны и имеющий в процессе сварки металлическую подкладку со стороны корня шва	0,9	0,8
Тавровый, с конструктивным зазором свариваемых деталей	0,8	0,65
Стыковой, выполненный автоматической или полуавтоматической сваркой с одной стороны, с флюсовой или керамической подкладкой	0,9	0,8
Стыковой, выполненный вручную с одной стороны	0,9	0,65

Для конструктивных элементов, имеющих защитные покрытия, $c=0$. При двустороннем контакте с коррозионной и (или) эрозивной средой прибавку c_1 необходимо соответственно удваивать.

13.2. РАСЧЕТ ТОЛЩИНЫ ОБЕЧАЕК

Расчет толщины обечаек проводят в соответствии с ГОСТ 14249—80 [2]

Исполнительную толщину тонкостенной гладкой цилиндрической обечайки, нагруженной внутренним избыточным давлением, рассчитывают по формуле

$$s \geq pD / (2[\sigma]\varphi - p) + c. \quad (13.5)$$

Эта формула применима при следующих условиях: во-первых, для труб и обечаек с $D \geq 200$ мм должно соблюдаться условие $(s-c)/D \leq 0,1$, для труб и обечаек с $D < 200$ мм — $(s-c)/D \leq 0,3$; во-вторых, расчетная температура обечайки из углеродистой стали не должна превышать 380 °С, из низколегированной — 420 °С, из аустенитной — 525 °С.

В соответствии с ГОСТ 9617—76 [3] внутренний диаметр сосуда или аппарата, применяемого в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и смежных с ними отраслях промышленности и изготовляемого из стальных листов или поковок, должен быть выбран из следующего ряда: 400; (450); 500; (550); 600; (650); 700; 800;

900; 1000; (1100), 1200; (1300); 1400; (1500); 1600; (1700); 1800; (1900), 2000; 2200; 2400; 2500; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5600; 6300; 7000; 7500; 8000; 8500; 9000; 9500; 10 000; 11 000; 12 000; 14 000; 16 000; 18 000; 20 000 мм. Значения, указанные в скобках, можно применять только для рубашек сосудов и аппаратов. Эмалированные сосуды и аппараты, аппараты с перемешивающими устройствами, а также сосуды и аппараты из никельсодержащих сталей допускается изготовлять диаметром 250, 300 и 350 мм. Рубашки эмалированных сосудов и аппаратов можно принимать равными 1550, 1750 и 1950 мм.

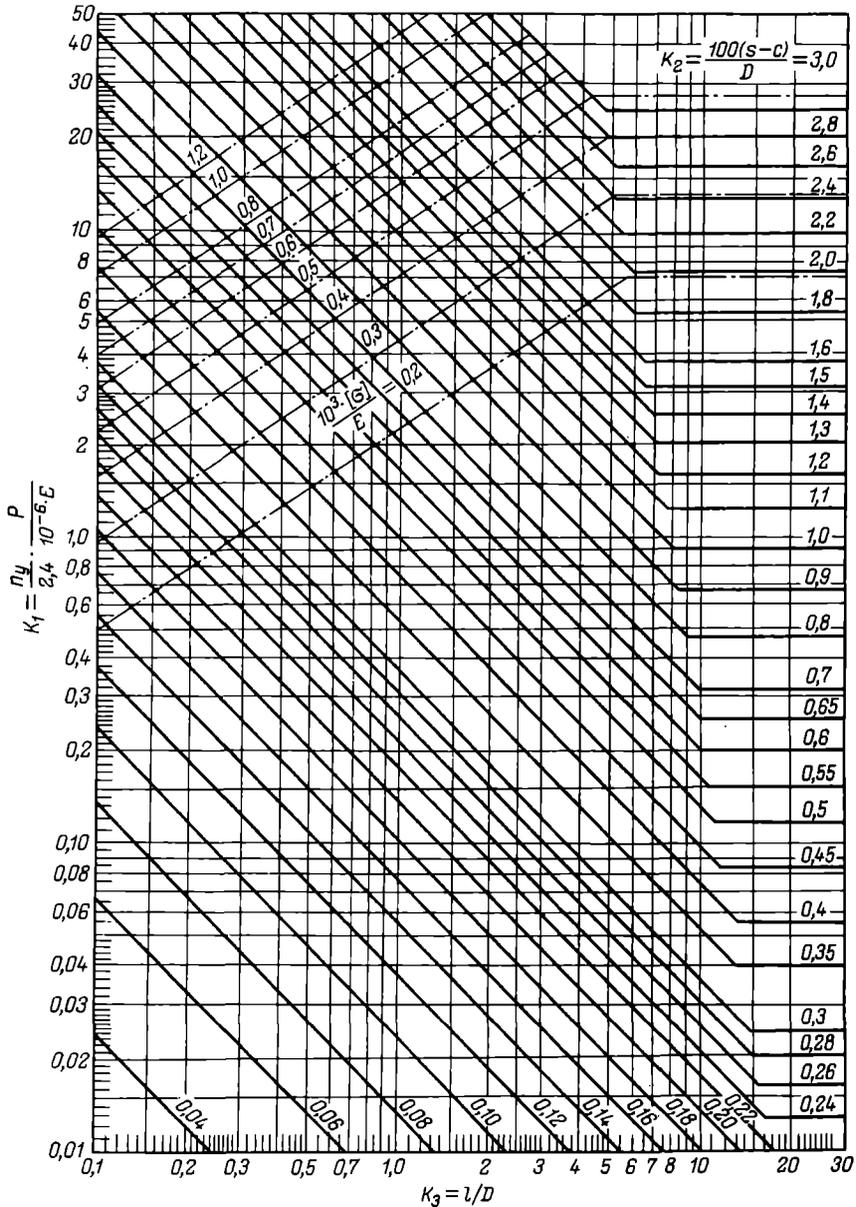


Рис. 13.1 Номограмма для расчета на устойчивость в пределах упругости цилиндрических обечает, работающих под наружным давлением

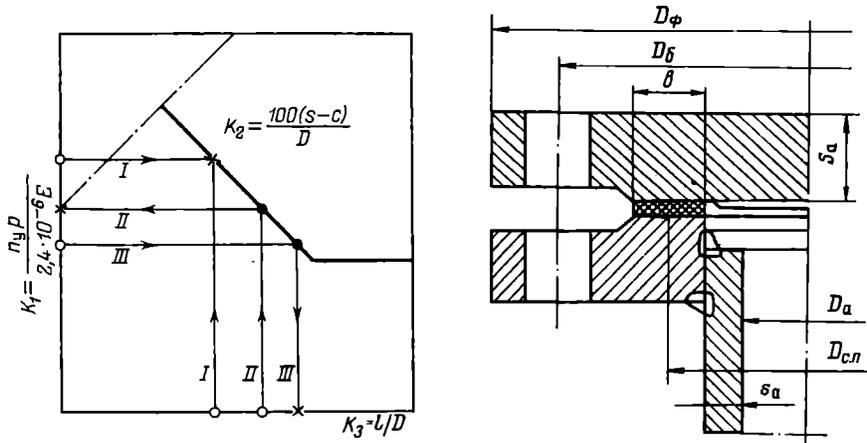


Рис. 13.2. Примеры использования номограммы на рис. 13.1:

I — определение расчетной толщины стенки; *II* — определение допускаемого наружного давления; *III* — определение допускаемой расчетной длины (*l*); о — начало отсчета; ● — промежуточные точки; X — конечный результат

Рис. 13.3. К расчету плоских крышек

Внутренний диаметр сосуда или аппарата, изготавливаемого из цветных металлов и сплавов, должен быть выбран из следующего ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 550; 600; 650; 700; 800; 900; 1000; 1100; 1200; 1300; 1400; 1500; 1600; 1700; 1800; 1900; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000 мм.

Наружный диаметр сосуда или аппарата, изготавливаемого из стальной трубы, выбирают из следующего ряда: 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420 мм.

Толщину стенки гладкой цилиндрической обечайки, нагруженной наружным давлением, выбирают большей из двух, рассчитанных по формулам

$$s \geq 10^{-2} K_2 D + c, \tag{13.6}$$

$$s \geq 1,1 p D / 2 [\sigma] + c, \tag{13.7}$$

с последующей проверкой по формуле (13.8)

Коэффициент K_2 определяют по номограмме, приведенной на рис. 13.1. Пример использования этой номограммы для расчета приведен на рис. 13.2.

Допускаемое наружное давление определяют по формуле

$$[p] = \frac{[p]_p}{\sqrt{1 + ([p]_p / [P]_E)^2}}. \tag{13.8}$$

Допускаемое давление из условия прочности определяют по формуле

$$[p]_p = 2 [\sigma] (s - c) / [D + (s - c)] \tag{13.9}$$

Допускаемое давление из условия устойчивости в пределах упругости определяют по формуле

$$[p]_E = \frac{18 \cdot 10^{-6} E}{n_y B_1} \frac{D}{l} \left[\frac{100(s-c)}{D} \right]^2 \sqrt{\frac{100(s-c)}{D}}, \tag{13.10}$$

где B_1 — меньшее из двух, вычисленных по формулам

$$B_1 = 1,0; \quad B_1 = 8,15 \frac{D}{l} \sqrt{D / 100(s-c)} \tag{13.11}$$

n_y — запас устойчивости, равный 2,4

Коэффициент запаса прочности n , рекомендуется принимать равным 2,4: Расчетная длина $l=L+l_3$, где L — длина собственно цилиндрической обечайки; l_3 — длина, учитывающая влияние на устойчивость цилиндрической обечайки примыкающих к ней элементов. Так, для обечаек, сочетающихся с выпуклыми (например, эллиптическими или полусферическими) днищами и крышками, $l_3=H/3$ (H — высота днища или крышки без отбортовки); для обечаек, сочетающихся с коническими днищами без отбортовки, $l_3=D/3 \operatorname{tg} \alpha$ (α — половина угла при вершине конуса); для обечаек, сочетающихся с коническими днищами с отбортовкой, выбирают наибольшее значение l_3 из двух, вычисленных по формулам

$$l_3=r \sin \alpha; \quad l_3=D/3 \operatorname{tg} \alpha, \quad (13.12)$$

где r — радиус скругления между цилиндрической отбортовкой и конической частью днища.

Если полученное по номограмме (см. рис. 13.1) значение K_2 лежит ниже соответствующей штрихпунктирной линии, значение $[p]$ может быть определено по формуле

$$[p]=2,4K_2 \cdot 10^{-6} E/n_y. \quad (13.13)$$

Гладкие конические обечайки, работающие под внутренним или наружным давлением, рассчитывают по тем же формулам, что и конические днища (см. разд. 13.3).

13.3. РАСЧЕТ ТОЛЩИНЫ ДНИЩА

Толщину стенки эллиптического или полусферического днища определяют по формуле

$$s \geq pR/(2\varphi[\sigma] - 0,5p) + c, \quad (13.14)$$

где R — радиус кривизны в вершине днища; $R=D^2/4H$ (H — высота днища без учета цилиндрической отбортовки); $R=D$ для эллиптических днищ с $H=0,25D$; $R=0,5D$ для полусферических днищ с $H=0,5D$

Если длина цилиндрической отбортовки (h_1) у эллиптического днища больше $0,8[D(s-c)]^{1/2}$, а у полусферического днища больше $0,3[D(s-c)]^{1/2}$, то толщина днища должна быть не меньше толщины обечайки, рассчитанной при $\varphi=1$ (см. разд. 13.2).

Для днищ, изготовленных из целой заготовки (без сварочной операции); коэффициент $\varphi=1$. Для сварных днищ этот коэффициент определяют по табл. 13.3.

Толщину стенки эллиптических и полусферических днищ, нагруженных наружным давлением, принимают равной большему из двух значений, рассчитанных по формулам

$$s \geq \frac{K_3 R}{510} \sqrt{\frac{n_y p}{10^{-6} E}} + c; \quad (13.15)$$

$$s \geq pR/2[\sigma], \quad (13.16)$$

где коэффициент K_3 , при приближенных расчетах можно принять равным 1,0 для полусферических днищ и 0,9 — для эллиптических.

Формулы (13.14) — (13.16) применимы для расчета эллиптических днищ при соблюдении следующих условий:

$$0,002 \leq (s-c)/D \leq 0,1, \quad 0,2 \leq H/D \leq 0,5.$$

Кроме того, их можно применять лишь тогда, когда расчетная температура стенок полусферического и эллиптического днищ, изготовленных из углеродистой стали, не превышает 380 °С, из низколегированной стали — 420 °С, из аустенитной — 525 °С.

Толщину стенок гладких конических днищ с тороидальным переходом (отбортовкой), нагруженных внутренним избыточным давлением, рассчитывают по формуле

$$s \geq \frac{pD_r}{2\varphi[\sigma] - p} \frac{1}{\cos \alpha} + c, \quad (13.17)$$

где расчетный диаметр конического днища $D_k = 0,8D$ (D — диаметр отбортовки или основания конуса); α — половина угла при вершине конуса. ≈ 3 .

Толщину стенки гладких конических днищ, нагруженных наружным давлением, в первом приближении определяют по формулам (13.6) и (13.7) с последующей проверкой по формуле (13.8). При предварительном определении толщины стенки в качестве расчетной длины l принимают длину l_E , определяемую по формуле

$$l_E = (D - D_0) / 2 \sin \alpha, \quad (13.18)$$

где D_0 — диаметр отверстия для штуцера, расположенного в вершине конуса.

При расчетах по формулам (13.6) и (13.7) величину D заменяют величиной D_E , в качестве которой принимают наибольшую из рассчитанных по формулам

$$D_E = (D + D_0) / 2 \cos \alpha; \quad (13.19)$$

$$D_E = \frac{D}{\cos \alpha} - 0,31 (D + D_0) \sqrt{\frac{(D + D_0)}{(s - c)}} \operatorname{tg} \alpha. \quad (13.20)$$

При проверке по формуле (13.8) в нее подставляют значение

$$[\rho]_p = 2[\sigma] (s - c) / (D_k / \cos \alpha + s - c), \quad (13.21)$$

а значение $[\rho]_E$ определяют по формуле (13.10), в которую вместо D и l подставляют соответственно значения D_E и l_E . При расчете по формуле (13.10) выбирают меньшее из двух значений B_1 , вычисленных по формулам

$$B_1 = 1,0; \quad B_1 = 8,15 \frac{D_E}{l_E} \sqrt{\frac{D_E}{100(s - c)}}. \quad (13.22)$$

Следует иметь в виду, что методика расчета толщины стенки гладких конических днищ, нагруженных наружным давлением, применима лишь при условии $\alpha \leq 75^\circ \text{C}$.

При расчете плоских крышек, работающих под внутренним давлением, необходимо иметь в виду, что такие крышки диаметром более 500 мм не применяют.

Для определения толщины плоской крышки используют выражение

$$s_{кр} \geq k D_{с.п} \sqrt{p / [\sigma]} + c, \quad (13.23)$$

где k — коэффициент конструкции крышки; для предварительных расчетов можно принять $k = 0,41$; $D_{с.п}$ — средний диаметр прокладки (рис. 13.3, стр. 397).

13.4. ШТУЦЕРА И ФЛАНЦЫ

Подсоединение трубопроводов к сосудам и аппаратам осуществляется с помощью вводных труб или штуцеров. Штуцерные соединения могут быть разъемными (резьбовыми, фланцевыми, сальниковыми) и неразъемными (сварными, паяными, клеевыми). Наиболее употребительны разъемные соединения с помощью фланцевых штуцеров. Стальные фланцевые штуцера представляют собой короткие куски труб с приваренными к ним фланцами либо с фланцами, удерживающимися на отбортовке, либо с фланцами, откованными заодно со штуцером. В зависимости от толщины стенок патрубки штуцеров могут быть тонко- или толстостенными. Штуцера не рассчитывают на прочность, а выбирают. Типы штуцеров определены действующими стандартами, сводную таблицу которых можно найти в [4]. Типы штуцеров зависят от номинального (условного) давления и температуры среды. Стандартизованы штуцера условным диаметром от 20 до 500 мм, для условных давлений до 16,0 МПа и температур от -70 до $+600^\circ \text{C}$. Конструкции стандартных стальных приварных фланцевых штуцеров приведены на рис. 13.4. Основные размеры фланцевых штуцеров стандартизованы: для каждого вида штуцера оговорен наружный диаметр патрубка d_1 , условный диаметр штуцера D_1 , толщина патрубка s_1 и общая высота штуцера H_1 . Присоединение фланцевых штуце-

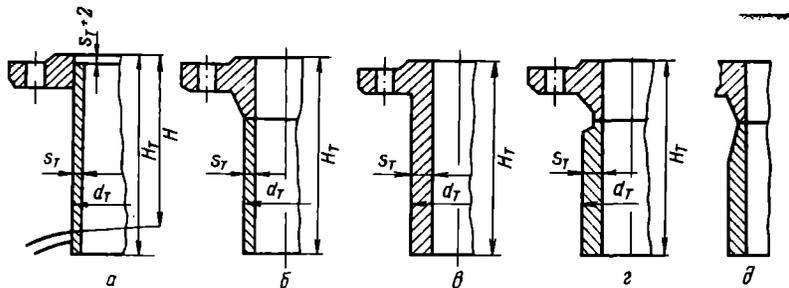


Рис. 13.4. Конструкции приварных фланцевых штуцеров:

а — с приварным плоским фланцем и тонкостенным патрубком; *б* — с приварным фланцем встык и тонкостенным патрубком; *в* — кованый толстостенный; *г* — с приварным фланцем встык и толстостенным патрубком; *д* — вариант конструкции толстостенного штуцера

ров к корпусу аппарата, днищу или крышке выполняется с определенным вылетом H (рис. 13.4, *а*), который зависит от условного диаметра и условного давления, а также от толщины изоляции аппарата (если он имеет тепловую изоляцию). Вылет фланцевых штуцеров стандартизован. Соответствующие таблицы имеются в [4]. Вылеты бесфланцевых штуцеров не стандартизованы, однако их рекомендуется принимать равными вылету соответствующих фланцевых штуцеров.

По назначению все фланцевые соединения в химическом аппаратостроении подразделяют на фланцы для трубной арматуры и труб (сюда же относятся все фланцы для штуцеров и аппаратов) и фланцы для аппаратов (с их помощью осуществляется крепление крышек, днищ и т. п.). Фланцевое соединение состоит из двух симметрично расположенных фланцев, уплотнительного устройства (прокладки) и крепежных элементов (болтов или шпилек, шайб, гаек).

По способу крепления (к трубе, арматуре, патрубку штуцера, аппарату) фланцы делятся на приварные плоские, приварные встык, резьбовые, свободные на приварном кольце, свободные на отбортовке (рис. 13.5). Кроме того, фланцы различают по характеру поверхности, обеспечивающей крепление уплотняющего устройства (с соединительным выступом, под прокладку овального сечения, с выступом и впадиной, шипом и пазом и т. п.). Конструкцию фланцевого соединения принимают в зависимости от

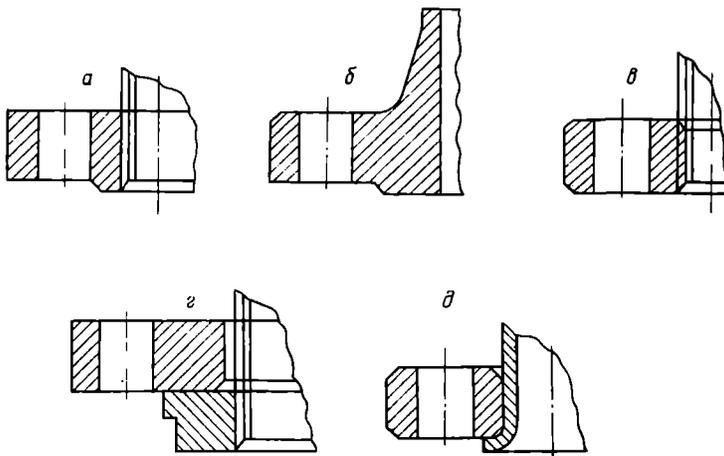


Рис. 13.5. Конструкции фланцев:

а — плоские приварные; *б* — приварные встык; *в* — резьбовые; свободные на приварном кольце; *г* — свободные на отбортовке

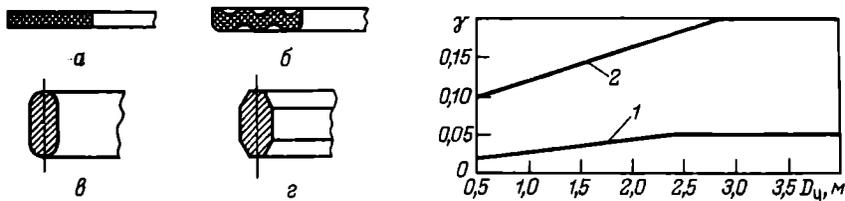


Рис. 13.6. Конструкции прокладок фланцевых соединений: а — плоская; б — гофрированная; в — овального сечения; з — восьмиугольного сечения

Рис. 13.7. Диаграмма для определения коэффициента γ : 1 — плоский фланец; 2 — угловой приварной фланец

рабочих параметров аппарата: плоские приварные фланцы — при $p \leq 2,5$ МПа, $t \leq 300$ °С и числе циклов нагружения за время эксплуатации до 2000; приварные встык фланцы — при $p \geq 2,5$ МПа, $t \leq -40$ °С или $t > 300$ °С. Свободные на отбортовке фланцы применяют в основном при сочетании патрубков и фланцев, выполненных из разнородных материалов, сварка которых либо невозможна, либо требует особой технологии. Резьбовые фланцы рекомендуются для арматуры, соединительных частей и трубопроводов с линзовым уплотнением. Соединения со свободными фланцами на приварном кольце рекомендуется применять при высоких температурах и требовании независимой координации соединяемых частей по отверстиям для болтов и шпилек.

Во фланцевых соединениях при $p \leq 4,0$ МПа и $t \leq 300$ °С применяют болты, а при $p > 4,0$ МПа и $t > 300$ °С — шпильки. Для уплотнения фланцевых соединений применяют неметаллические, асбометаллические, металлические и комбинированные прокладки стандартных форм (рис. 13.6). Рекомендации по выбору прокладок приведены в табл. 13.4.

Проверочный расчет болтов и прокладок фланцевых соединений начинают с определения расчетной температуры фланцев $t_f = t_p$ и болтов (шпилек) $t_b = 0,95t_p$. Затем определяют расчетные нагрузки на соединение. Расчетная нагрузка, действующая от внутреннего избыточного давления ($Q_{p, в}$), равна

$$Q_{p, в} = 0,789 D_c^2 \cdot p_{в}, \quad (13.24)$$

где $D_{c, в}$ — средний диаметр прокладки.

Усилие, возникающее от разности температур фланца и болта (шпильки) в период эксплуатации, равно

$$Q_t = \gamma n f_b E_b t_f (\alpha'_f - 0,95\alpha'_b), \quad (13.25)$$

где γ — коэффициент, определяемый по диаграмме (рис. 13.7); n — число болтов (шпилек); $f_b \approx 0,95d_b^2$ — площадь поперечного сечения болта (шпильки) по внутреннему

Таблица 13.4. Выбор прокладок

Конструкция прокладки	Материал	p , МПа	t , °С
Плоская неметаллическая	Резина	$\leq 0,6$	От -30 до 100 До 550
	Асбест	$\leq 1,6$	
	Паронит	$\leq 2,5$	От -200 до 400 От -200 до 250
	Фторопласт	Независимо	
Плоская металлическая (для уплотнения шип — паз)	Алюминий	$\geq 2,5$	От -200 до 300
	Латунь		
	Сталь		
Плоская или гофрированная составная	Асбест в металлической оболочке из алюминия, меди, латуни, стали	$\leq 6,4$	От -200 до 550
Овального или восьмиугольного сечения	Сталь	$\geq 6,4$	От -200 до 550

Таблица 13.5. Значения m , q , $[q]$ для различных прокладок

Параметр	Прокладки плоские неметаллические из				Прокладки плоские металлические из			Прокладки плоские составные асбестовые с оболочкой из				Прокладка овальная или восьмиугольная металлическая
	резины	картона	паронита	фторопласта	алюминия	латуни	стали	алюминия	меди	латуни	стали	
m	0,5—1,0	2,5	2,5	2,5	4,0	4,75	5,5—6,5	3,25	3,5	3,5	3,75	5,5—6,5
q , МПа	2,0—4,0	20	20	10	60	90	125—180	38	46	46	53—63	125—180
$[q]$, МПа	18—20	130	130	40	—	—	—	—	—	—	—	—

диаметру резьбы; d_6 — наружный диаметр болта (шпильки); E_6 — модуль упругости первого рода материала болта (шпильки) при рабочей температуре; α_1 , α_6 — коэффициент линейного расширения материала соответственно фланцев и болтов (шпилек).

Расчетное осевое усилие для болтов (шпилек) P_6 принимают большим из следующих трех значений:

$$P_{61} = \pi D_c n b_0 q; \quad P_{62} = \xi (\alpha_1 Q_a + R_n); \quad P_{63} = Q_a + R_n + Q_t, \quad (13.26)$$

где P_{61} , P_{62} , P_{63} — соответственно усилие, действующее на болты при предварительном обжатии прокладок, усилие затяжки болтов при монтаже и предельное усилие, действующее на болты в процессе эксплуатации; b_0 — эффективная ширина прокладки ($b_0 = b$ при $b \leq 0,015$ м; $b_0 = 0,12b^{1/2}$ при $b > 0,015$ м); b — ширина прокладки; q — удельная нагрузка на прокладку (табл. 13.5); $\xi = [\sigma]_{20} / [\sigma]_t$ — отношение допускаемых напряжений для материала фланцев или болтов (шпилек) при монтаже ($t = 20^\circ\text{C}$) и при расчетной температуре t (принимают меньшее из значений ξ); α_1 — коэффициент жесткости фланцевого соединения ($\alpha_1 = 1$ для соединений с резиновыми прокладками; $\alpha_1 = 1,3$ для всех остальных случаев); R_n — расчетная сила осевого сжатия фланцев, требуемая для обеспечения герметичности соединения (реакция прокладки):

$$R_n = 2\pi D_c n b_0 m p_{p.в.} \quad (13.27)$$

где m — коэффициент, зависящий от конструкции и материала прокладки (см. табл. 13.5); $p_{p.в.}$ — расчетное внутреннее давление.

Затем выполняют проверку прочности болтов (шпилек) по условию

$$\sigma = 1,3P_6 / (n f_6) \leq [\sigma]_6 \quad (13.28)$$

где $[\sigma]_6$ — допускаемое напряжение для материала болтов (шпилек) при температуре, соответствующей действию максимальной нагрузки P_6 .

Прочность неметаллических прокладок проверяют по формуле

$$q_p = P_{62} / (\pi D_c n b_0) \leq [q], \quad (13.29)$$

где q_p — расчетное давление на прокладку при монтаже; $[q]$ — допускаемая удельная нагрузка на прокладку (см. табл. 13.5).

13.5. ОПОРЫ АППАРАТОВ

Химические аппараты устанавливают на фундаменты чаще всего с помощью опор. Без опор на фундаменты устанавливают только сосуды и аппараты с плоским днищем, предназначенные для работы под наливом. Аппараты, работающие в горизонтальном положении, независимо от того, где их монтируют (внутри помещения или вне его), устанавливают на седловых опорах (рис. 13.8, а). Аппараты вертикального типа с соотношением $H/D \geq 5$, размещаемые на открытых площадках, оснащают так называемыми юбочными опорами — цилиндрическими (рис. 13.8, б) или копическими

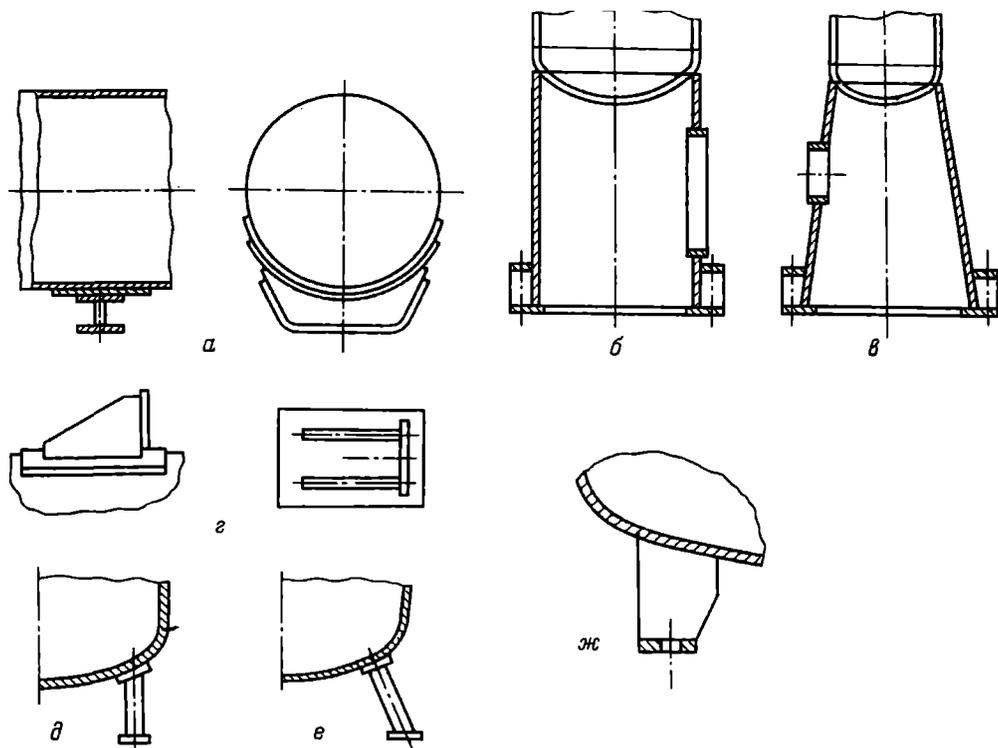


Рис. 13.8. Типы опор аппаратов:

a — седловая; *б* — юбочная цилиндрическая; *в* — юбочная коническая; *г* — опорные лапы (повернуты на 90°); *д* — вертикальная опорная стойка круглого сечения; *е* — наклонная опорная стойка круглого сечения; *ж* — вертикальная опорная стойка некруглого сечения

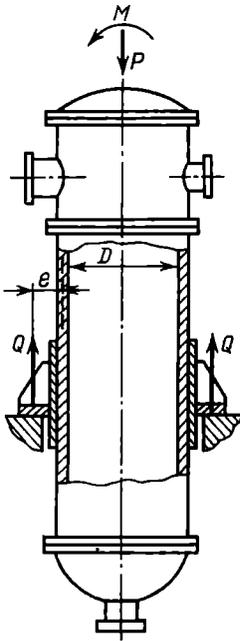
(рис. 13.8, *в*) Чаще всего конические юбочные опоры применяют для аппаратов колонного типа. Вертикальные аппараты, устанавливаемые в помещении, могут монтироваться либо на подвесных лапах, либо на стойках. Подвесные опорные лапы (рис. 13.8, *г*) применяют в том случае, если аппарат размещают между перекрытиями или на специальных стальных конструкциях. Если аппарат устанавливают на полу того или иного этажа, то при $H/D < 5$ используют опорные стойки, которые могут быть вертикальными (рис. 13.8, *д*) или наклонными (рис. 13.8, *е*), круглого (рис. 13.8, *д, е*) или некруглого (рис. 13.8, *ж*) сечения. Опорные стойки круглого сечения применяют, как правило, для аппаратов малых объемов. Чтобы сохранить прочность обечаяек и днищ аппаратов при воздействии на них опорных нагрузок, между опорой и элементами аппарата иногда помещают специальную подкладку. Подвесные опорные лапы рекомендуется располагать выше центра масс аппарата.

Число опор, определяемое конструктивными соображениями, проверяют расчетным путем: лап должно быть не менее двух, стоек — не менее трех.

При размещении горизонтальных аппаратов на седловых опорах необходимо учитывать возможность температурного удлинения аппарата. В этих случаях скольжение опоры аппарата, устанавливаемого на бетонном фундаменте, должно происходить по опорному листу; опоры аппарата, устанавливаемого на металлоконструкции, — по листу, предусмотренному в этой конструкции.

При определении нагрузки на подвесную опорную лапу все действующие на аппарат нагрузки приводят к осевой силе P (определяемой максимальным весом аппарата при эксплуатации или при гидравлических испытаниях) и моменту M (зависящему от кон-

Рис. 13.9. Нагрузки, действующие на аппарат



струкции аппарата, условий его монтажа и других факторов). Расчетная схема показана на рис. 13.9. (При расчетах, имеющих чисто учебную цель, момент M можно принять равным нулю.) Нагрузку на одну опору рассчитывают по соотношению

$$Q = \lambda_1 P / z + \lambda_2 M / (D + 2e), \quad (13.30)$$

где e — расстояние от стенки аппарата до середины опорной площадки лапы; λ_1, λ_2 — коэффициенты, зависящие от числа опор z :

z	2	3	4
λ_1	1	1	2
λ_2	1	1,3	1

За максимальную приведенную нагрузку на юбочные опоры колонных аппаратов принимают большее из значений:

$$Q = 4M_1 / D + P_1; \quad Q = 4M_2 / D + P_2, \quad (13.31)$$

где D — внутренний диаметр аппарата; M_1, M_2 — расчетные изгибающие моменты в нижнем сечении опорной обечайки соответственно при эксплуатации и при гидравлическом испытании; P_1, P_2 — осевые сжимающие силы, действующие в нижнем сечении опорной обечайки соответственно при эксплуатации и при гидравлическом испытании. (Определение M_1, M_2, P_1, P_2 см. в СТ СЭВ 1644—79 [5].)

Реакция опоры горизонтального аппарата, установленного на двух седловых опорах,

$$Q = 0,5G, \quad (13.32)$$

где G — наибольшая из сил тяжести аппарата в рабочем режиме или при гидравлическом испытании.

Реакция опоры горизонтального аппарата, установленного на нескольких седловых опорах,

$$Q_i = \psi_i G / z, \quad (13.33)$$

где ψ_i — коэффициент, определяемый по рис. 13.10.

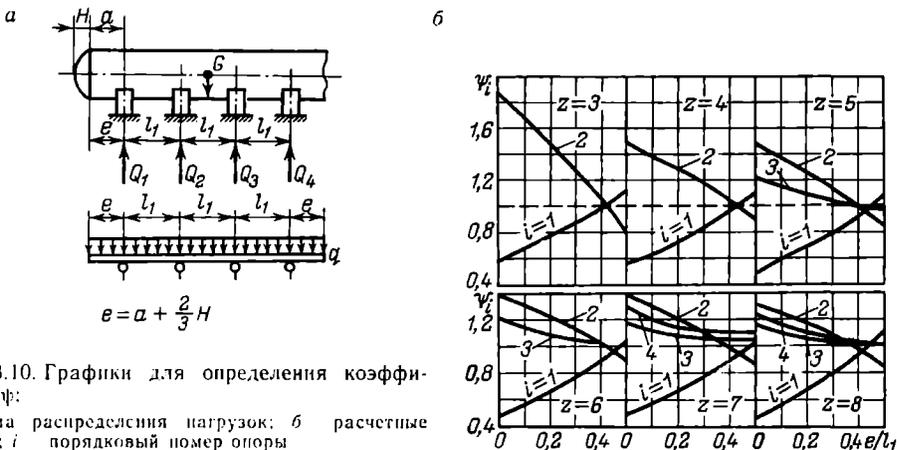


Рис. 13.10. Графики для определения коэффициента ψ_i :

z — схема распределения нагрузок; $б$ — расчетные графики; i — порядковый номер опоры

После определения реакции опоры необходимо проверить, достаточна ли площадь A_n нижнего подкладного листа опоры. При этом удельная нагрузка от лапы на фундамент или металлоконструкцию не должна превышать следующих допускаемых напряжений $[\sigma]_ф$:

- для стали и чугуна — 100 МПа;
- для бетона (в зависимости от марки) — 15—25 МПа;
- для дерева — 2 МПа;
- для кирпичной кладки — 0,8 МПа.

Иными словами,

$$A_n \geq Q / [\sigma]_ф. \quad (13.34)$$

Прочность угловых сварных швов, соединяющих ребра опор с корпусом аппарата, проверяют по условию

$$Q / (0,7k l_{ш}) \leq [\tau], \quad (13.35)$$

где k — катет шва; $l_{ш}$ — общая длина швов; $[\tau] = 0,6\varphi[\sigma]$ — допускаемое напряжение для материала швов; φ — коэффициент прочности сварного шва ($\varphi = 0,8-1$); $[\sigma]$ — допускаемое нормальное напряжение в материале опор при расчетной температуре.

13.6. ВЕРТИКАЛЬНЫЕ ВАЛЫ ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ УСТРОЙСТВ

При вращении валов может наступить момент, когда при определенной частоте вращения вынужденная частота колебаний совпадает с собственной, наступают резонансные явления, проявляющиеся в вибрировании вала. При этом с повышением или понижением частоты вращения вибрация вала прекращается. Проверку вала мешалки на виброустойчивость проводят по условию

$$1,35\omega_1 \leq \omega \leq 0,7\omega_1, \quad (13.36)$$

где ω — угловая скорость вала; ω_1 — первая критическая угловая скорость вала:

$$\omega_1 = \sqrt{IE / m_n} (\alpha_1 / L)^2, \quad (13.37)$$

где $I = \pi d^4 / 64$ — момент инерции поперечного сечения вала; d — диаметр вала; E — модуль упругости материала вала при расчетной температуре; $m_n = \pi d^2 \rho / 4$; ρ — плотность материала вала (для стали $\rho = 7,85 \cdot 10^3$ кг/м³); L — длина вала (рис. 13.11);

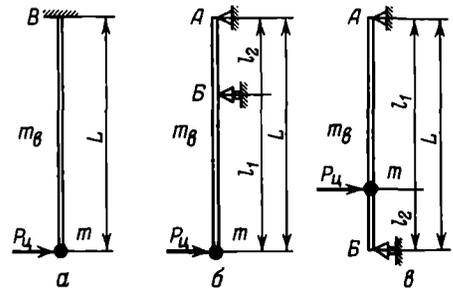


Рис. 13.11. Расчетные схемы валов мешалок:
а, б — консольные валы; в — вал с нижней концевой опорой

α_1 — корень частотного уравнения вала мешалки, который выбирают в зависимости от расчетной схемы вала (см. рис. 13.11), относительной координаты \bar{e}_1 центра массы m мешалки и относительной массы \bar{m} по графикам на рис. 13.12:

$$\bar{e}_1 = l_1 / L; \quad (13.38) \quad \bar{m} = m / m_n L. \quad (13.39)$$

Вал мешалки проверяют на прочность из условия совместного действия изгиба и кручения. Опасное сечение рассчитывают по формуле

$$[\sigma] \geq \sqrt{3\tau^2 + \sigma^2}, \quad (13.40)$$

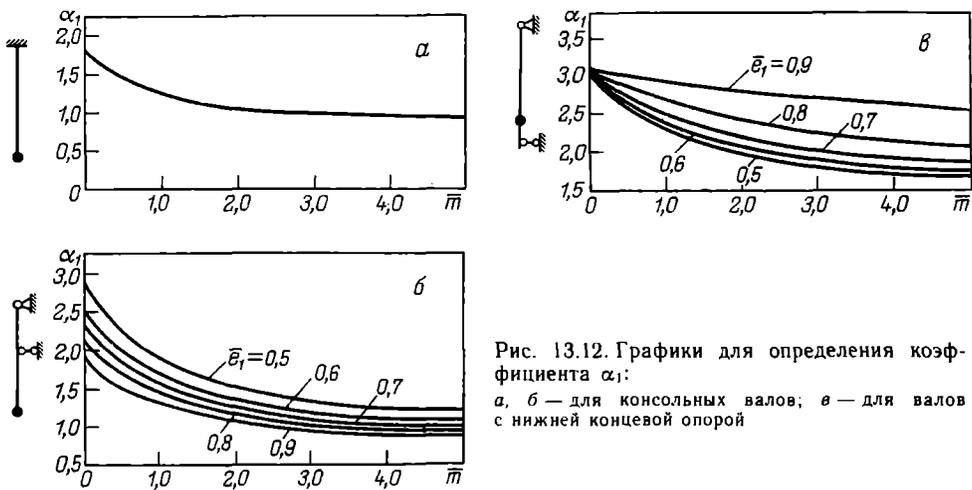


Рис. 13.12. Графики для определения коэффициента α_1 :
 а, б — для консольных валов; в — для валов с нижней концевой опорой

где $[\sigma]$ — допускаемое напряжение для материала вала при расчетной температуре; $\tau = M_{кр}/W_k$ — касательное напряжение в опасном сечении вала; $M_{кр}$ — крутящий момент в опасном сечении; $W_k \approx 0,2d^3$ — момент сопротивления кручению в опасном сечении; $\sigma = M_n/W$ — нормальное напряжение в опасном сечении; M_n — изгибающий момент в опасном сечении; $W \approx 0,1d^3$ — момент сопротивления изгибу в опасном сечении.

Максимальный крутящий момент с учетом пусковых нагрузок рассчитывают по формуле

$$M_{кр} = kN/\omega, \quad (13.41)$$

где N — номинальная мощность привода мешалки, Вт; ω — угловая скорость вала мешалки, рад/с; k — коэффициент динамической нагрузки (для турбинных и трехлопастных мешалок в аппарате без перегородок $k=1,5$, в аппарате с перегородками — 1,2; для рамных и лопастных мешалок $k=2$).

Максимальный изгибающий момент от действия приведенной центробежной силы P_u и опасное сечение вала определяют из эпюры изгибающих моментов, построенной для выбранной схемы вала:

$$P_u = m_{np}\omega^2 r,$$

где $m_{np} = m + gm_n L$ — приведенная сосредоточенная масса вала мешалки; $r = l' / [1 - (\omega/\omega_1)^2]$ — радиус вращения центра тяжести приведенной массы вала и мешалки.

Коэффициент приведения распределенной массы к сосредоточенной массе мешалки $g=0,24$ (для схемы на рис. 13.11, а). Для схемы на рис. 13.11, б: $g = 12 / [(4,6 - 3\bar{e}_1)^4 \bar{l}_1^2 \times (\bar{l}_1 + 3)]$, для схемы на рис. 13.11, в — $g = 1 / (32\bar{e}_1^2 \bar{e}_2^2)$, где $\bar{e}_2 = l_2/L$.

Эксцентриситет центра массы мешалки с учетом биения вала

$$l' = l + 0,5\delta, \quad (13.42)$$

где δ — допускаемое биение вала (для предварительных расчетов можно принять $\delta=0,0001$ м). Для расчетных схем вала на рис. 13.11, а, б эксцентриситет центра массы мешалки можно принять равным $l = 4 \cdot 10^{-5} L$ [м], а для схемы на рис. 13.11, в — $l = 2 \cdot 10^{-5} L$ [м]

13.7. ОСНОВНЫЕ ЭЛЕМЕНТЫ КОЖУХОТРУБЧАТЫХ АППАРАТОВ

К основным элементам кожухотрубчатых аппаратов можно отнести трубные решетки, трубы и кожухи. Решетки представляют собой перегородки, предназначенные для отделения трубного пространства от межтрубного и для крепления труб. Кожухи обычно состоят из отдельных цилиндрических обечаек, сваренных между собой встык,

образующих корпус и ограничивающих снаружи межтрубное пространство в аппарате. Концы труб в трубных решетках закрепляют развальцовкой, сваркой, пайкой или развальцовкой в сочетании со сваркой. Наиболее распространено размещение отверстий под трубы в трубных решетках по вершинам квадратов, по вершинам равносторонних треугольников и по concentрическим окружностям. Первый вариант предпочтительнее при необходимости периодической чистки межтрубного пространства. Минимальный шаг l между трубами зависит от паружного диаметра труб d_n следующим образом:

$d_n, \text{ мм}$	≤ 14	14–20	20–30	> 30
t	$1,4d_n$	$1,35d_n$	$1,3d_n$	$1,25d_n$

При этом должны быть соблюдены следующие условия: при развальцовке $t \geq d_n + 5$ мм; при сварке $t \geq d_n + 6$ мм.

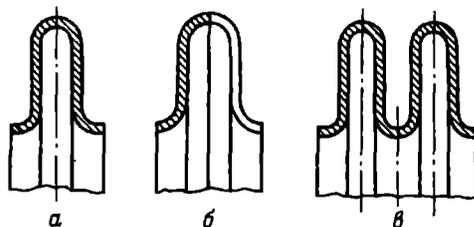


Рис. 13.13. Схемы линзовых компенсаторов: а — линза; б — полулинза; в — многолинзовый элемент

В кожухотрубчатых аппаратах могут развиваться весьма значительные напряжения за счет неодинакового температурного удлинения жестко соединенных между собой деталей (например, труб и кожуха). Для ликвидации этого нежелательного явления кожух аппарата снабжают специальными устройствами — компенсаторами. В промышленности широко используют сальниковые и линзовые компенсаторы. Однако чаще всего в кожухотрубчатых аппаратах и в аппаратах типа «труба в трубе» применяют линзовые компенсаторы. Они стандартизованы для давления $p_y \leq 2,5$ МПа и температуры от -70 до 700 °С. Основные типы компенсаторов представлены на рис. 13.13. Размеры линзовых компенсаторов стандартизованы и сведены в таблицы ([4], с. 364).

При расчете линзового компенсатора вначале вычисляют разность между линейным температурным расширением труб и кожуха:

$$\Delta_k = [\alpha_k(t_k - t_0) - \alpha_{тр}(t_{тр} - t_0)] l \Delta t,$$

где $\alpha_k, \alpha_{тр}$ — коэффициенты линейного расширения материалов кожуха и труб; $t_k, t_{тр}$ — средняя температура стенки кожуха и стенок труб; t_0 — температура сборки аппарата (20 °С); l — расстояние между трубными решетками; Δt — средняя разность температур кожуха и труб, равная

$$\Delta t = 0,5 [|t_1^1 + t_2^1| - |t_1^2 + t_2^2|], \quad (13.43)$$

где t_1, t_2 — температуры среды в трубном и межтрубном пространствах (температуры t_1 и t_2 обычно не совпадают); верхние индексы 1 и 2 относятся соответственно к условиям на входе в аппарат и на выходе из него.

Расчетное число линз в компенсаторе определяют по соотношению

$$z_n = \Delta_k / \Delta_n, \quad (13.44)$$

где Δ_n — компенсирующая способность одной линзы, принимаемая по табл. 13.6. Полученное значение z_n округляют до ближайшего целого числа.

Усилие в компенсаторе рассчитывают по формуле

$$P_k = [\alpha_{тр}(t_{тр} - t_0) - \alpha_k(t_k - t_0)] l E_k / M_k, \quad (13.45)$$

где E_k — модуль упругости материала компенсатора; M_k — параметр многолинзового компенсатора; $M_k = z_n \Pi_k$, где

$$\Pi_k = 0,06 \alpha_n (1 - \beta_k) D_n^2 / (\pi s_n^3). \quad (13.46)$$

Таблица 13.6. Компенсирующая способность одной линзы линзовых компенсаторов Δ_n

Давление p_y , МПа	Условный проход кожуха D_y , мм	$\pm \Delta_n$, мм, за период эксплуатации,					
		300	600	1 000	2 000	5 000	10 000
0,25	400—450	9,0	8,0	7,0	6,0	5,0	4,0
	500—5000	10,0	9,0	8,0	7,0	6,0	4,5
0,60	400—450	7,0	6,5	6,0	5,0	4,0	3,2
	500—3600	8,0	7,5	7,0	6,0	4,5	3,8
1,00	400—1400	4,5	4,0	3,7	3,0	2,4	2,0
	1600—3000	4,0	3,5	3,3	2,8	2,3	1,8
1,60	400—1400	3,5	3,3	2,9	2,4	1,9	1,5
	1600—2200	3,0	2,8	2,6	2,2	1,7	1,4
2,50	400—800	2,5	2,2	1,9	1,6	1,2	1,0

Здесь Π_k — параметр однолинзового компенсатора; $\beta_k = D/D_n$; D_n , s_n — наружный диаметр и толщина стенки линзового компенсатора; D_v — внутренний диаметр кожуха; α_n — коэффициент, зависящий от β_k :

β_k	0,50	0,55	0,60	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90
α_n	5,80	3,90	2,60	1,70	1,00	0,40	0,25	0,10	0,05

Правильность выбора линзового компенсатора проверяют по условию

$$C_Q + C_P \leq \Pi_k \quad (13.47)$$

где C_Q — жесткость компенсатора; C_P — распорное усилие от внутреннего давления. Значения C_Q и C_P определяют по таблице технических характеристик линзовых компенсаторов ([4], с. 365).

Расчет на прочность трубных решеток нормализован [4], учитывает целую гамму факторов, связанных с особенностями работы кожухотрубчатых аппаратов различного назначения, а также с особенностями конструктивного исполнения решеток. Ниже приведены формулы для приближенного расчета высоты (толщины) трубных решеток.

Для большинства типов неподвижно закрепленных решеток, применяемых в аппаратах с плавающими головками и с U-образными трубами, их высоту рассчитывают по формуле

$$h = k D \sqrt{p / \{ [\sigma]_{н} \varphi \}} + c \quad (13.48)$$

где $k = 0,43$; $D = (D_n + D_v) / 2$ — средний диаметр цилиндрической обечайки кожуха аппарата; p — большее из давлений, возникающих в трубном (p_T) или межтрубном (p_M) пространствах; $[\sigma]_{н}$ — допускаемое напряжение на изгиб материала решетки; $\varphi = 1$ — коэффициент ослаблений решетки отверстиями; c — прибавка на коррозию и эрозию.

Высоту средней части подобных решеток определяют по той же формуле при $k = 0,35 - 0,55$ (в зависимости от конструкции решетки) и при

$$\varphi = (D_n - z d_n) / D_n \quad (13.49)$$

где z — число труб на диаметре решетки; d_n — наружный диаметр труб.

Высоту средней части трубных жестко закрепленных решеток в аппаратах с компенсатором на кожухе определяют по формуле

$$h = 0,525 l \sqrt{\frac{p_T}{(1 - 0,7 d_n / l) [\sigma]_{н}}} + c \quad (13.50)$$

где $l = (1,18 - 1,30) l$, в зависимости от конструкции решетки.

Высоту наружной части подобных решеток можно рассчитать по формуле (13.48)

Одновременно высоту трубных решеток (в м) проверяют исходя из надежности закрепления труб в трубной решетке. Так, при развальцовке труб

$$h \geq 0,125 d_n + 0,005 + c \quad (13.51)$$

Высота трубных решеток при закреплении труб сваркой (без развальцовки) определяется только условиями прочности решетки. Высота решеток (в м) при закреплении труб пайкой должна отвечать условию

$$h > h_c + 0,005, \quad (13.52)$$

где $h_c \geq P_{тр} / (\pi d_n [\tau]_{с.д.})$ — глубина паяного шва; $P_{тр}$ — расчетная осевая сила, действующая в месте закрепления трубы в решетке; $[\tau]_{с.д.}$ — допускаемое напряжение среза для шва.

При расчете прямооточных аппаратов с жестко закрепленными решетками и компенсатором на кожухе (или без него), а также аппаратов с подвижными решетками и с плавающими головками силу $P_{тр}$ выбирают наибольшей из следующих значений:

$$P_{тр} = 0,785 p_{н.т.} (D^2/z - d_n^2); \quad P_{тр} = 0,785 p_{н.м.} (D^2/z - d_n^2), \quad (13.53)$$

где $p_{н.т.}$ и $p_{н.м.}$ — давления в трубном и межтрубном пространствах в период гидравлических испытаний.

При расчете неподвижных решеток аппаратов с плавающими головками и с U-образными трубами силу $P_{тр}$ принимают наибольшей из следующих значений:

$$P_{тр} = 0,785 d_n^2 p_{н.т.}; \quad P_{тр} = 0,785 d_n^2 p_{н.м.} \quad (13.54)$$

13.8. РАСЧЕТ БАРАБАНОВ

В промышленности широко используют барабанные сушилки, кристаллизаторы, печи и др. Механические расчеты вращающихся барабанов включают определение толщины стенки барабана, обеспечивающей прочность и жесткость конструкции, расчет на прочность бандажей, а также опорных и упорных роликов.

Толщину стенки барабана предварительно определяют по нормалям или, в зависимости от диаметра барабана D , по эмпирической формуле

$$\delta = (0,007 - 0,01) D \quad (13.55)$$

и затем проверяют на прочность по допускаемому напряжению на изгиб как балку кольцевого сечения. В простейшей расчетной схеме (рис. 13.14) барабан можно представить в виде балки длиной L , свободно лежащей на двух опорах и нагруженной равномерно распределенной нагрузкой $q = (G + G_m)/L$ от веса барабана G и загружаемого материала G_m . В наиболее опасном сечении балки (посередине между опорами) обеспечивается минимальный изгибающий момент

$$M = \frac{G + G_m}{2} \frac{l_0}{2} - q \frac{L^2}{8} \quad (13.56)$$

при расстоянии между опорами $l_0 = 0,585L$.

Барабану передается также крутящий момент от привода, необходимый главным образом для поднятия центра тяжести материала на определенную высоту. Крутящий момент (в МН·м) можно определить из уравнения

$$M_{кр} = [N / (2\pi n)] 10 \quad (13.57)$$

где N — мощность привода, кВт; n — частота вращения барабана, с⁻¹

Условие прочности барабана имеет вид:

$$\sigma_n = M_p / W \leq [\sigma]_n, \quad (13.58)$$

где расчетный (приведенный) момент M_p (в МН·м) определяют по формуле

$$M_p = 0,35M + 0,65 \sqrt{M^2 + M_{кр}^2}; \quad (13.59)$$

момент сопротивления кольцевого сечения барабана $W = 0,785 D^3 \delta$ м³. Допускаемое напряжение $[\sigma]_n$ рекомендуется принимать (с учетом возможных температурных напряжений, неточностей монтажа и т. п.) для барабанов без футеровки (сушилки,

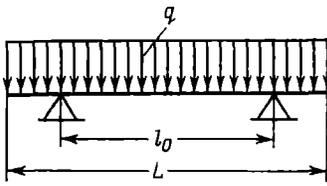
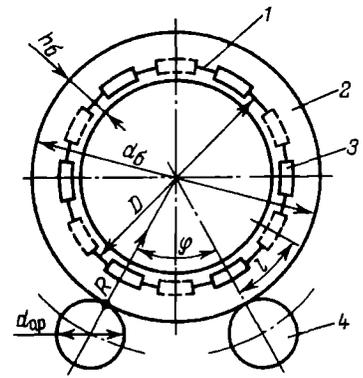


Рис. 13.14. Схема определения толщины стенки барабана

Рис. 13.15. Схема расчета бандажа и опорных роликов:

1 — барабан; 2 — бандаж; 3 — башмак; 4 — опорный ролик



кристаллизаторы) в пределах 5—10 МН/м², для барабанов с футеровкой (печи) — до 20 МН/м² [6].

После проверки на прочность барабан проверяют на прогиб. Для нормальной работы допускается прогиб f не более 1/3 мм на 1 м длины [7], т. е.

$$f \leq 0,0003l_0. \quad (13.60)$$

Прогиб от равномерно распределенной нагрузки определяют по формуле

$$f = 5ql_0^4 / (384EI), \quad (13.61)$$

где E — модуль упругости материала барабана, МН/м²; I — осевой момент инерции кольцевого сечения барабана (в м⁴), который находят по формуле

$$I = \pi D^3 \delta^3 / 8 = \pi (D - \delta)^3 \delta / 8. \quad (13.62)$$

В случае невыполнения условия (13.58) или (13.60) необходимо увеличить толщину стенки барабана.

Бандажи служат для передачи давления от веса барабана и загруженного в него материала на опорные ролики (см. рис. 13.15). Бандажи представляют собой кольца прямоугольного или коробчатого сечения. Для барабанов большого диаметра ($D > 1$ м) чаще всего применяют свободное крепление бандажей, при котором они надеваются на чугунные или стальные башмаки. Башмаки повернуты опорными головками в разные стороны для предупреждения аксиального смещения бандажа. Предварительно по нормальям выбирают ширину и диаметр бандажей и опорных роликов, а затем выполняют проверку их на прочность. Ширину бандажей можно также приближенно определить по формуле [6]

$$b_б = R / q_k, \quad (13.63)$$

где $q_k = (1,0 - 2,4)$ МН/м — допускаемая по опыту эксплуатации нагрузка на единицу длины линии касания ролика и бандажа; R — реакция опорного ролика, МН. Значение R определяют по формуле

$$R = (G + G_n) \cos \alpha / [2z \cos(\varphi/2)], \quad (13.64)$$

где α — угол наклона барабана ($2^\circ - 4^\circ$); φ — угол между опорными роликами ($\varphi = 60^\circ$); z — число бандажей.

Ширина опорного ролика $b_{о.р}$ должна быть больше ширины бандажа на 30 мм. Диаметр опорных роликов принимают в 3—4 раза меньше наружного диаметра бандажа. Условие контактной прочности на смятие в месте соприкосновения ролика и бандажа записывается в виде

$$\sigma_c = 0,0418 \sqrt{\frac{R}{b_б} \frac{E}{r_б + r_{о.р}} \frac{r_б}{r_б r_{о.р}}} \leq [\sigma]_c. \quad (13.65)$$

где E — модуль упругости материала ролика и бандажа, МН/м^2 ; r_6 , r_{0p} — наружный радиус соответственно бандажа и опорного ролика, м; $[\sigma]_c$ — допускаемое напряжение материала ролика и бандажа на смятие (для стального литья $[\sigma]_c = 300\text{—}500 \text{ МН/м}^2$, для чугуна $[\sigma]_c = 350 \text{ МН/м}^2$)

Ширину упорных роликов $b_{\gamma p}$, воспринимающих осевую силу

$$T = (G + G_n) \sin \alpha, \quad (13.66)$$

также выбирают из условия прочности на смятие. Для конического ролика, находящегося в контакте с плоским бандажом, это условие имеет вид:

$$\sigma_c = 0,0418 \sqrt{\frac{TE}{b_{\gamma p} r_6 \sin(\gamma/2)}} \leq [\sigma]_c. \quad (13.67)$$

где γ — угол конусности упорного ролика (обычно $\gamma = 17^\circ$).

После проверки контактной прочности роликов и бандажа выполняют проверку прочности бандажа на изгиб. Рассматривая участок бандажа между двумя башмаками (см. рис. 13.15) как кривой брус, можно записать условие прочности бандажа на изгиб в виде

$$\sigma_n = M_6 / W_6 \leq [\sigma]_n, \quad (13.68)$$

где M_6 — максимальный изгибающий момент в месте контакта опорного ролика и бандажа, $\text{МН} \cdot \text{м}$; W_6 — момент сопротивления сечения бандажа, м^3

Изгибающий момент можно определить по формуле

$$M_6 = Rl/4; \quad (13.69)$$

где $l = \pi D_6 / m$ — расстояние между соседними башмаками, м; m — общее число башмаков.

Момент сопротивления бандажа прямоугольного сечения определяют по формуле

$$W_6 = b_6 h_6^2 / 6, \quad (13.70)$$

где b_6 и h_6 — соответственно ширина и высота бандажа, м.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. ГОСТ 9493—80. Сосуды и аппараты. Ряд условных (номинальных) давлений. М.: Изд-во стандартов, 1987. 2 с.
2. ГОСТ 14249—80. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. М.: Изд-во стандартов, 1985. 62 с.
3. ГОСТ 9617—76. Сосуды и аппараты. Ряды диаметров. М.: Изд-во стандартов, 1979. 2 с.
4. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов: Справочник. Л.: Машиностроение, 1981. 382 с.
5. ГОСТ 24756—81 (СТ СЭВ 1644—79) Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Определение расчетных усилий для аппаратов колонного типа от ветровых нагрузок и сейсмических воздействий. М.: Изд-во стандартов, 1987. 15 с.
6. Домашнев А. Д. Конструирование и расчет химических аппаратов. М.: Машгиз, 1961. 624 с.
7. Криворот А. С. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности. М.: Машиностроение, 1976. 376 с.

ГРАФИЧЕСКОЕ ОФОРМЛЕНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Графическая часть технического проекта отражает окончательное техническое решение разрабатываемого процесса (установки), выбор принципиальной схемы с указанием технических характеристик и требований к выполнению спроектированного оборудования, а также выбор аппаратуры и оборудования на основе проведенных расчетов.

Графическая часть курсового проекта состоит из технологической схемы и чертежей общих видов основных аппаратов. Она должна удовлетворять требованиям ЕСКД, предъявляемым к выполнению технического проекта.

14.1. ОБЩИЕ ТРЕБОВАНИЯ

Технологическую схему и общий вид аппарата выполняют, как правило, на листах чертежной бумаги основного формата А1 (594×841 мм), согласно ГОСТ 2.301—68. Наряду с указанным форматом в случае необходимости можно пользоваться другими основными форматами, обозначения и размеры сторон которых должны соответствовать указанным ниже:

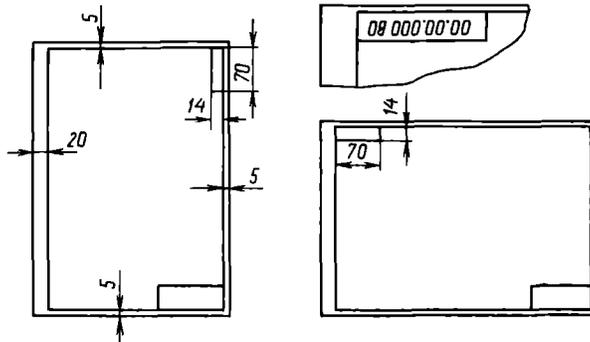
Обозначение формата	A0	A1	A2	A3	A4
Размеры сторон формата, мм	341×1189	594×841	420×594	297×420	210×297

Допускается применение дополнительных форматов, образуемых увеличением коротких сторон основных форматов на величину, кратную их размерам. Обозначение производного формата составляется из обозначения основного формата и его кратности, например А1×3, А4×8 и т. д. Размеры производных форматов, как правило, следует выбирать по табл. 14.1

Таблица 14.1 Размеры дополнительных форматов

Кратность	Формат				
	A0	A1	A2	A3	A4
2	1189×1682	—	—	—	—
3	1189×2523	841×1783	594×1261	420×891	297×630
4	—	841×2378	594×1682	420×1189	297×841
5	—	—	594×2102	420×1486	297×1051
6	—	—	—	420×1783	297×1261
7	—	—	—	420×2080	297×1471
8	—	—	—	—	297×1682
9	—	—	—	—	297×1892

Поле чертежа ограничивают рамкой, которая проводится сплошными линиями и отстоит от левой кромки чертежа на 20 мм, а от остальных кромок — на 5 мм:



выше оборудования, изображенного на схеме. Допускается показывать линии магистральных трубопроводов одновременно снизу и сверху схемы.

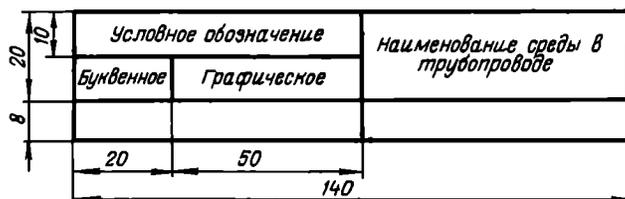
Линии трубопроводов, а также расположенные на них арматуру и приборы следует показывать на схеме горизонтально и вертикально, параллельно линиям рамки формата.

Условное обозначение трубопроводов состоит из графического обозначения трубопровода по ГОСТ 2.784—73 и обозначения транспортируемой среды, характеризующего его вид, назначение и параметры, по ГОСТ 21.106—78 или СТ СЭВ 4723—84.

Обозначение транспортируемой среды может быть как цифровым, так и буквенно-цифровым. Например: 1. 1.2; 1.3 и т. д. или В1; В2; В3 и т. п. Первыми цифрами или буквенным индексом обозначают вид транспортируемой среды. Например: 1.1 или В1 — вода хозяйственно-питьевая. Для трубопроводов систем водоснабжения, канализации и теплоснабжения ГОСТ 21.106—78 предусматривает буквенно-цифровое обозначение в зависимости от их параметров и назначения:

<i>Трубопровод</i>	<i>Обозначение</i>	<i>Трубопровод</i>	<i>Обозначение</i>
Водопровод:		Теплопровод:	
общее обозначение	В0	общее обозначение	Т0
хозяйственно-питьевой	В1	трубопровод горячей воды	
противопожарный	В2	для отопления и вентиляции,	
производственный:		а также общий для	
общее обозначение	В3	отопления, вентиляции, горячего	
оборотной воды подающей	В4	водоснабжения и технологических процессов:	
оборотной воды обратной	В5	подающий	Т1
умягченной воды	В6	обратный	Т2
речной воды	В7	трубопровод горячей воды	
речной осветленной воды	В8	для горячего водоснабжения:	
глубинной воды	В9	подающий	Т3
Канализация:		циркуляционный	Т4
общее обозначение	К0	трубопровод горячей воды	
лотовая	К1	для технологических процессов:	
дождевая	К2	подающий	Т5
производственная:		обратный	Т6
общее обозначение	К3	трубопровод пара (паропровод)	Т7
механически загрязненных вод	К4	трубопровод конденсата	Т8
иловая	К5	(конденсатопровод)	
шламосодержащих вод	К6		
химически загрязненных вод	К7		
кислых вод	К8		
щелочных вод	К9		
кислотощелочных вод	К10		
цианосодержащих вод	К11		
хромосодержащих вод	К12		

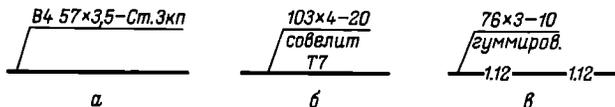
Условные изображения и обозначения трубопроводов, принятые на схеме, должны быть расшифрованы в таблице условных обозначений по форме:



Пересекать изображения аппаратов, машин и других изделий линиями трубопроводов не допускается. Основные магистральные трубопроводы, от которых отводятся трубопроводы данной схемы, должны быть показаны горизонтальными линиями.

На каждом трубопроводе у места его отвода от магистрального трубопровода или места подключения к аппарату или машине нужно проставлять стрелки, указывающие направление движения потока и условное обозначение вида среды: светлые — газ, темные — жидкость.

На трубопроводах должны быть указаны: размеры (наружный диаметр и толщина стенки), материал и сведения о внутреннем антикоррозионном покрытии или наружной изоляции (при наличии покрытия или изоляции). Соответствующие сведения следует приводить над условным обозначением трубопровода, например:



а — трубопровод для оборотной воды (подающий), труба наружным диаметром 57 мм, толщиной стенки 3,5 мм из стали марки Ст.3кп;

б — трубопровод для насыщенного водяного пара, труба наружным диаметром 103 мм, толщиной стенки 4 мм из стали марки Сталь 20, с наружной изоляцией из совелита;

в — трубопровод для кислого раствора, труба наружным диаметром 76 мм, толщиной стенки 3 мм из стали марки Сталь 10 с внутренней гуммировкой.

Число проставленных буквенно-цифровых обозначений на линиях трубопроводов должно быть минимальным, но обеспечивающим понимание чертежа и удобство пользования им.

Арматура, а также другие приборы, устанавливаемые на оборудовании, должны быть показаны на схеме в соответствии с их действительным расположением и изображены условно в соответствии с действующими стандартами.

Некоторые условные графические обозначения, установленные соответствующими стандартами, приведены в табл. 14.2—14.9.

Рекомендуемые условные обозначения некоторых устройств, отсутствующие в стандартах, приведены ниже:

<p><i>Аппарат теплообменный кожухотрубчатый многоходовой</i></p> 	<p><i>Смотровой фонарь</i></p> 
<p><i>Закрытая сливная воронка с гидрозатвором</i></p> 	<p><i>Огнепреградитель</i></p> 
<p><i>Вакуум-насос</i></p> 	<p><i>Брызгоотделитель</i></p> 

Таблица 14.2. Обозначение общего применения потоков (по ГОСТ 2.721—74)

Поток	Обозначение
Жидкость:	
а) в одном направлении (например, вправо)	
б) в обоих направлениях	
Газ (воздух):	
а) в одном направлении (например, влево)	
б) в обоих направлениях	

Таблица 14.3. Обозначение элементов гидравлических и пневматических сетей (по ГОСТ 2.780—68)

Элемент	Обозначение	Элемент	Обозначение
Гидробак:		Аккумулятор гидравлический или пневматический (ресивер):	
а) открытый под атмосферным давлением		а) общее обозначение	
то же, со сливным трубопроводом выше уровня рабочей жидкости		б) гидравлический (без указания принципа действия)	
то же, со сливным трубопроводом ниже уровня рабочей жидкости			
то же, с трубопроводом для слива из бака		Мембрана прорыва	
б) закрытый под давлением выше атмосферного		Заборник воздуха из атмосферы	
в) закрытый под давлением ниже атмосферного		Заливная горловина, воронка, запорочный штуцер и т. п.	

Таблица 14.4. Обозначение насосов и двигателей гидравлических и пневматических (по ГОСТ 2.782—68)

Наименование	Обозначение	Наименование	Обозначение
<i>По функциональному признаку</i>		<i>По принципу действия</i>	
Насос постоянной производительности:		Насос шестеренчатый	
а) с одним направлением потока		Насос кривошипно-поршневой	
б) с двумя направлениями потока		Насос лопастной центробежный	
Насос с регулируемой производительностью:		Насос струйный (эжектор, инжектор, элеватор водоструйный и пароструйный), общее назначение	
а) с одним направлением потока			
б) с двумя направлениями потока		Вентилятор:	
Компрессор		а) центробежный	
Насос-дозатор		б) осевой	

Примечание. При обозначении насоса диаметр окружности примерно равен двадцати толщинам основной линии.

Таблица 14.5. Обозначение элементов трубопроводов (по ГОСТ 2.784—70)

Элемент	Обозначение	Элемент	Обозначение
Трубопроводы, линии связи:		Линия гидравлической связи с указанием места удаления воздуха	
а) всасывания, напора, слива		Подвод жидкости под давлением	
б) отвода утечек (дренажная), выпуска воздуха, отвода конденсата		Подвод воздуха (газа) под давлением	
Соединения трубопроводов, линий связи		Сифоны различные (гидрозатворы)	
Пересечение трубопроводов, линий связи (без соединения)		Изолированные участки трубопровода	

Таблица 14.6. Обозначение трубопроводной арматуры (по ГОСТ 2.785—70)

Арматура	Обозначение	Арматура	Обозначение
Вентиль, клапан запорный:		Клапан редукционный (вершина треугольника должна быть направлена в сторону повышения давления)	
а) проходной		Задвижка	
б) угловой		Клапан обратный (клапан невозвратный):	
Вентиль, клапан регулирующий:		проходной	
а) проходной		угловой	
б) угловой		(движение рабочей среды через клапан должно быть направлено от белого треугольника к черному)	
Клапан предохранительный:			
а) проходной			
б) угловой			
Клапан дроссельный			

Таблица 14.7. Обозначение теплообменных аппаратов (по ГОСТ 2.789—74)

Аппараты	Обозначение	Аппараты	Обозначение
Аппараты теплообменные кожухотрубчатые:		Конденсатор смешения	
а) с неподвижными трубными решетками при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		Аппараты теплообменные листовые:	
б) с неподвижными трубными решетками при давлении в трубах выше, а в межтрубном пространстве ниже атмосферного		а) спиральные	
с температурным компенсатором на кожухе при давлении в трубах и в межтрубном пространстве выше атмосферного		б) пластинчатые разборные	
Аппарат теплообменный с наружным обогревом		Калорифер	
		Градири	

Таблица 14.8. Обозначение выпарных аппаратов и их элементов (по ГОСТ 2.788—74)

Наименование	Обозначение	Наименование	Обозначение
Обечайки:		Аппараты выпарные с естественной циркуляцией:	
а) под атмосферным давлением		а) с соосной греющей камерой	
б) под внутренним давлением выше атмосферного		б) с выносной греющей камерой	
в) под внутренним давлением ниже атмосферного			
Днища:		Аппараты выпарные с принудительной циркуляцией:	
а) под атмосферным давлением		а) с соосной греющей камерой	
б) под внутренним давлением выше атмосферного		б) с выносной греющей камерой	
в) под внутренним давлением ниже атмосферного			
Корпуса аппаратов:			
а) под атмосферным давлением			
б) под внутренним давлением выше атмосферного			
в) под внутренним давлением ниже атмосферного			

Таблица 14.9. Обозначение колонных аппаратов (по ГОСТ 2.790—74)

Аппараты	Обозначение	Аппараты	Обозначение
Колонны тарельчатые:		д) с ситчато-клапанными тарелками:	
а) общее обозначение		под атмосферным давлением	
б) с колпачковыми тарелками		под давлением ниже атмосферного	
в) с клапанными тарелками под давлением ниже атмосферного		е) с решетчато-провальными тарелками	
г) с ситчатыми тарелками		Колонны насадочные (с насыпной насадкой)	
		Колонны роторные	

На технологической схеме могут быть показаны приборы и средства автоматизации, условное изображение которых определяет ГОСТ 21.404—85 «Обозначения условные в схемах автоматизации технологических процессов».

Таблица 14.10. Условные графические обозначения приборов и средств автоматизации (по ГОСТ 21.404—85)

Наименование	Обозначение	Наименование	Обозначение
Первичный измерительный преобразователь (датчик); прибор, устанавливаемый по месту: на технологическом трубопроводе, аппарате, стене, полу, колонне, металлоконструкции:		Исполнительный механизм:	
Прибор, устанавливаемый на щите, пульте:		<p>а) общее обозначение (положение регулирующего органа при прекращении подачи энергии или управляющего сигнала не регламентируется)</p> <p>б) механизм, открывающий регулирующий орган при прекращении подачи энергии или управляющего сигнала</p> <p>в) механизм, закрывающий регулирующий орган при прекращении подачи энергии или управляющего сигнала</p> <p>г) механизм, который при прекращении подачи энергии или управляющего сигнала оставляет регулирующий орган в неизменном положении</p>	  

Стандарт предусматривает два способа построения условных графических обозначений: упрощенный и развернутый. Упрощенный применяют в основном для изображения приборов на технологических схемах. При упрощенном способе на схемах не показывают первичные измерительные преобразователи и вспомогательную аппаратуру. Приборы и средства автоматизации, осуществляющие сложные функции (контроль, регулирование, сигнализацию и т. д.) и выполненные в виде отдельных блоков, показывают одним условным графическим обозначением.

В соответствии со стандартом условные графические обозначения средств автоматизации приведены в табл. 14.10.

При отсутствии стандартных условных обозначений каких-либо средств автоматизации допускаются свои обозначения с пояснением их на схеме. Условные графические обозначения на схемах выполняют линиями толщиной 0,5—0,6 мм, а линии связи и горизонтальную разделительную черту внутри обозначения выполняют линиями толщиной 0,2—0,3 мм.

Параметры, измеряемые первичным преобразователем или прибором, устанавливаемым по месту (на технологическом трубопроводе, аппарате, колонне, металлоконструкции), обозначают следующим образом:

Измеряемый параметр	Обозначение
Плотность	D
Любая электрическая величина	E
Для конкретизации измеряемой величины около изображения прибора (справа от него) необходимо дать наименование или символ измеряемой величины, например напряжение, сила тока (см. табл. 14.11, п. 6)	
Расход	F
Размер, положение, перемещение	G
Время	K
Уровень	L
Влажность	M
Давление, вакуум	P
Величина, характеризующая качество (состав, концентрация и т. п.)	Q
Для конкретизации измеряемой величины около изображения прибора (справа от него) необходимо дать ее наименование или символ, например pH, O ₂ (см. табл. 14.11, п. 7.8)	
Радиоактивность	R
В случае необходимости около изображения прибора допускается указывать вид радиоактивности, например α-, β- или γ-излучение	

Скорость, частота	<i>S</i>
Температура	<i>T</i>
Несколько разнородных измеряемых величин	<i>U</i>
Подробная расшифровка измеряемых величин должна быть приведена около прибора или на поле чертежа (см. табл. 14.11, п. 9)	
Вязкость	<i>V</i>
Масса	<i>W</i>

Для обозначения величин, не предусмотренных данным стандартом, могут быть использованы резервные буквы: *A, B, C, I, J, N, O, X, Y, Z* (буква *X* не рекомендуется). При необходимости применения резервных буквенных обозначений они должны быть расшифрованы на схеме.

Ниже приведены обозначения уточняющих значений измеряемых величин:

<i>Уточняющее значение</i>	<i>Обозначение</i>
Разность, перепад	<i>D</i>
Соотношение, доля, дробь	<i>F</i>
Автоматическое переключение, обегание	<i>J</i>
Интегрирование, суммирование по времени	<i>Q</i>

Для обозначения уточняющих значений букв *D* (плотность), *F* (расход), *Q* (состав, концентрация и т. п.) допускается применение строчных букв соответственно *d, f, q*.
Функции, выполняемые приборами по отображению информации, обозначают следующим образом:

<i>Функция</i>	<i>Обозначение</i>
Сигнализация Сигнализируемые предельные значения измеряемых величин следуют конкретизировать добавлением букв <i>H</i> (верхнее значение) и <i>L</i> (нижнее значение), которые проставляют справа от условного графического изображения прибора (см. табл. 14.11, п. 10)	<i>A</i>
Показание	<i>I</i>
Регистрация	<i>R</i>

Функции, выполняемые приборами по формированию выходного сигнала, обозначают следующим образом:

<i>Функция</i>	<i>Обозначение</i>
Регулирование, управление	<i>C</i>
Включение, отключение, переключение (эту букву применяют для обозначения контактного устройства прибора, используемого для включения, отключения, блокировки и т. д., и не применяют для обозначения функции регулирования, в том числе двухпозиционного)	<i>S</i>

Все перечисленные буквенные обозначения проставляют в верхней части окружности, обозначающей прибор (устройство).

Пример построения условного обозначения прибора для измерения, регистрации и автоматического регулирования перепада давления приведен ниже:

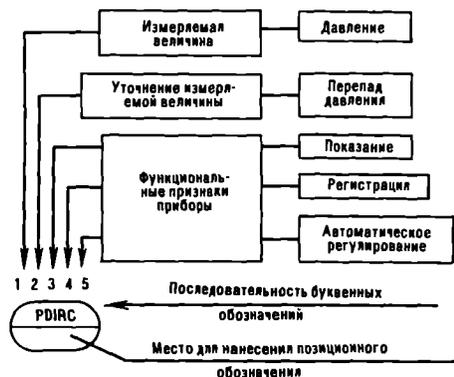


Таблица 14.11 Примеры построения условных обозначений средств автоматизации

№ п/п	Обозначение	Прибор
1		Первичный измерительный преобразователь (чувствительный элемент) для измерения температуры, установленный по месту отбора сигнала (термометр термоэлектрический (термопара), термометр сопротивления, термобаллон манометрического термометра, датчик пирометра и т. п.)
2		Прибор для измерения температуры показывающий, установленный на щите (милливольтметр, логометр, потенциометр, мост автоматический и т. п.)
3		Прибор для измерения температуры с автоматическим обтекающим устройством, регистрирующий, установленный на щите (многоточечный самопишущий потенциометр, мост автоматический и т. п.)
4	 	Прибор для измерения перепада давления показывающий, установленный по месту (дифманометр показывающий и т. п.) Прибор для измерения соотношения расходов регистрирующий, установленный на щите (любой вторичный прибор для регистрации соотношения потоков)
6		Прибор для измерения любой электрической величины, установленный по месту *
7		Прибор для измерения качества продукта показывающий, установленный по месту (например: газоанализатор показывающий для контроля содержания кислорода в дымовых газах)
8		Прибор для измерения качества продукта регистрирующий, регулирующий, установленный на щите (например: вторичный самопишущий прибор регулятора концентрации серной кислоты в растворе)
9		Прибор для измерения нескольких разнородных величин регистрирующий, установленный по месту (например: самопишущий дифманометр-расходомер с дополнительной записью давления; надпись, расшифровывающая измеряемые величины, наносится справа от прибора)
10		Прибор для измерения уровня показывающий, с контактным устройством, установленный на щите (например: вторичный прибор с сигнальным устройством; буквы H и L означают сигнализацию верхнего и нижнего уровней)

* Надписи, расшифровывающие конкретную измеряемую электрическую величину, располагают либо рядом с прибором, либо в виде таблицы на поле чертежа.

При построении условного обозначения прибора следует указывать не все функциональные признаки прибора, а лишь те, которые используют в данной схеме. Например, при обозначении показывающих и самопишущих приборов, если показывающая информация не используется, то записывают TR вместо TIR или PR вместо PIR и т. д.

В нижней части окружности располагают цифровое позиционное обозначение, служащее для нумерации прибора или функциональной группы приборов для измерения, регулирования или сигнализации.

В табл. 14.11 приведены примеры построения условных обозначений средств автоматизации.

14.3. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ЧЕРТЕЖАМ ОБЩЕГО ВИДА

Чертежи общего вида должны выполняться в соответствии с основными требованиями ГОСТ 2.120—73 ЕСКД на выполнение технических проектов. Чертеж общего вида должен содержать следующие сведения:

а) изображение изделия (аппарата, машины), необходимые виды, разрезы и сечения, дающие полное представление об устройстве разрабатываемого изделия;

б) основные размеры — конструктивные, присоединительные и габаритные, а в случае необходимости — установочные монтажные и предельные отклонения подвижных частей;

в) обозначения посадок в ответственных сопряжениях;

г) вид или схему с действительным расположением штуцеров, люков, лап и др.;

д) таблицу назначения штуцеров, патрубков и т. п.;

е) техническую характеристику;

ж) технические требования;

з) перечень составных частей изделия.

На изображении чертежа общего вида допускается показывать условно смещенными штуцера, бобышки, люки и т. п., не изменяя их расположения по высоте или длине аппарата.

На виде изделия (аппарата) сверху необходимо показать действительное расположение штуцеров, бобышек, люков и т. п.; при отсутствии вида сверху его следует вычертить схематически (рис. 14.1), проставив условные обозначения штуцеров, бобышек, люков и т. п., указанных на главном или на другом виде изделия. При этом над схемой необходимо сделать надпись, например: «Схема расположения штуцеров, бобышек, люков и лап», а в технических требованиях на чертеже обязательно указать: «Действительное расположение штуцеров, бобышек, люка и лап см. по схеме (по плану, виду В и т. д.)».

Штуцера, патрубки, гильзы для термометров, люки и т. п. на главном и сопряженном с ним изображениях и на схеме обозначают условно на продолжении их осей или на полках линий-выносок прописными буквами русского алфавита размером от 5 до 7 мм (буквы Й, О, Х, Ъ, Ь не применяют).

Таблицу назначения штуцеров, патрубков, гильз и других элементов аппарата выполняют по форме:

Обозначение	Наименование	Кол.	Проток условный Ду, мм	Давление условное Ру, МПа

Dimensions: Total width 148, Height 20, Row height 8, Column widths: 12, 90, 10, 18.

Над таблицей помещают заголовок «Таблица штуцеров».

Буквенные обозначения в алфавитном порядке (без пропусков и повторения) присваивают сначала видам, размерам, сечениям, а затем штуцерам. В случае недостатка букв применяют цифровую индексацию, например: «А₁», «Б₁», «В₁» и т. д.

Надписи, техническую характеристику, технические требования и таблицы на чертеже следует выполнять с соблюдением ГОСТ 2.316—68.

Таблицы, техническую характеристику, технические требования и перечень составленных частей следует располагать над основной надписью чертежа. В порядке исключения допускается размещение таблицы штуцеров слева от основной надписи. Рекомендуемое расположение основных элементов чертежа общего вида приведено на рис. 14.2.

Дополнительные изображения (виды, разрезы, сечения, выносные изображения и т. д.) должны располагаться по возможности ближе к разъясняемому элементу.

В технической характеристике указывают: назначение изделия (аппарата); объем аппарата — номинальный и рабочий; производительность; площадь поверхности теплообмена; максимальное давление; максимальную температуру среды; мощность привода;

Рис. 14.1. Схема расположения штуцеров, бобышек, люков

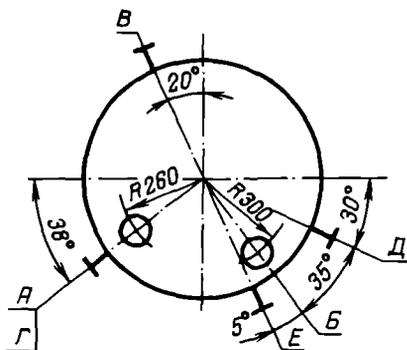
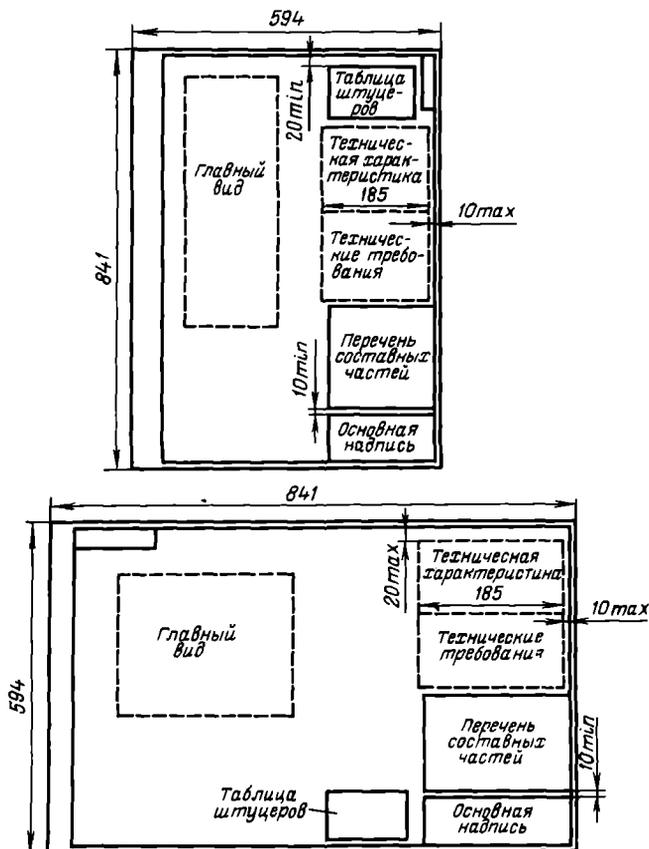


Рис. 14.2. Рекомендуемое расположение элементов чертежа общего вида, располагаемого короткой или длинной стороной по горизонтали



частоту вращения деталей; токсичность и взрывоопасность среды; другие необходимые данные.

В технических требованиях на чертеже указывают: обозначение ГОСТ или ТУ, согласно которым должно быть изготовлено и испытано данное изделие; обозначение ГОСТ или ТУ на основные материалы, применяемые в изделии; требования к испытанию на прочность и плотность сварных швов и других видов соединений; сведения о необходимости тепловой изоляции, гуммирования и других антикоррозионных покрытий.

На аппараты, в которых рабочее давление превышает 0,07 МПа (без учета гидростатического давления), распространяются «Правила устройства и безопасной экс-

Таблица 14.12. Типы стандартных кожухотрубчатых теплообменных аппаратов

ГОСТ	Назначение	Число ходов	Давление $P_у$, МПа *	Поверхность теплообмена, m^2	Конструктивные особенности
15122—79	Теплообменник	1, 2, 4, 6	$\frac{0,6-4,0}{0,6-4,0}$	1—961	С неподвижными трубными решетками и температурным компенсатором
15120—79	Холодильник	1, 2, 4, 6	$\frac{0,6}{0,6-4,0}$	1—937	
15121—79	Конденсатор	2, 4, 6	$\frac{0,6}{0,6-2,5}$	46—865	
15119—79	Испаритель	1	$\frac{0,6-1,0}{0,6-4,0}$	40—486	
14246—79	Теплообменник	2, 4	$\frac{1,6-8,0}{1,6-8,0}$	10—1246	С плавающей головкой
14244—79	Холодильник	2, 4	$\frac{\text{до } 1,0}{1,6-6,3}$	10—1246	
14247—79	Конденсатор	2, 4, 6	$\frac{\text{до } 1,0}{1,0-2,5}$	87—831	
14245—79	Теплообменник	2	$\frac{1,6-6,3}{1,6-6,3}$	9—1369	С U-образными трубами
14248—79	Испаритель	2	$\frac{1,6-4,0}{1,0-2,5}$	38—356	
22485—77	Конденсатор	2, 4, 6, 8	$\frac{0,6}{2,0}$	20—1440	С паровым пространством
22486—77	Испаритель	2, 4, 6, 8	$\frac{0,6-2,5}{1,6-2,5}$	20—1310	

* В числителе — давление в трубах, в знаменателе — давление в кожухе.

типов кожухотрубчатых теплообменных аппаратов. В табл. 14.12 перечислены стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты, приведенные в каталоге.

Некоторые основные характеристики теплообменных аппаратов приведены в гл. 2.

На чертеже общего вида выполняют следующие изображения: главный вид аппарата, вид сверху (для вертикального теплообменного аппарата) или сбоку (для горизонтального), вид одного из фланцевых соединений, расположение труб в трубной решетке, крепление труб в трубной решетке, а также другие необходимые изображения, поясняющие конструкцию аппарата. При отсутствии необходимости в изображении вида сверху или сбоку расположение штуцеров и лап может быть показано на схеме (см. рис. 14.1).

Расчетанные диаметры штуцеров должны быть сопоставлены с диаметрами штуцеров теплообменного аппарата в соответствии с ГОСТом. Если расчетные диаметры штуцеров меньше диаметров штуцеров по ГОСТу, то в конструкции теплообменного аппарата могут быть приняты диаметры штуцеров как по стандарту, так и полученные расчетным путем (в последнем случае с округлением размера до ближайшего большего стандартного диаметра трубы). В примечании должен быть указан номер ГОСТа, на основании которого разработан чертеж данного теплообменного аппарата.

Примеры выполнения чертежей общего вида теплообменников показаны в Приложениях 9—11.

Чертежи общего вида выпарных аппаратов. Тип, основные параметры и размеры трубчатых стальных выпарных аппаратов приведены в каталоге «Выпарные трубчатые аппараты общего назначения для химических производств» (М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1985) Применяют выпарные аппараты с поверхностью нагрева до $3200 m^2$, диаметром сепаратора до 8000 мм и диаметром циркуляционной трубы до 1600 мм. Диаметры греющих труб (25, 38 и 57 мм) и длины труб (3000, 4000, 5000, 6000, 7000, 9000 мм) выбирают исходя из типа выпарного аппарата и поверхности его греющей камеры.

Как правило, фланцевые соединения штуцеров D_y до 100 мм принимают с гладкой уплотнительной поверхностью по ГОСТ 12820—80 и присоединительными размерами, соответствующими давлению $1 \cdot 10^6$ Па. В случае необходимости могут применяться фланцевые соединения с уплотнительной поверхностью типа шип — паз по ГОСТ 22512—77. Остальные детали и узлы выпарных аппаратов выполняют по следующим стандартам и нормам:

днища эллиптические — по ГОСТ 6533—78;

днища конические — по ГОСТ 12619—78, ГОСТ 12621—78, ГОСТ 12623—78;

фланцевые соединения аппаратов — по ОСТ 26-426—79 и ОСТ 26-427—79; для аппаратов, работающих под остаточным давлением, применяют фланцы на давление не менее 0,3 МПа;

люки — по ОСТ 26-2000—83 — ОСТ 26-2015—83;

опоры греющей камеры — по ОСТ 26-665—79;

строповые устройства — по ГОСТ 13716—73, ГОСТ 14114—85, ГОСТ 14116—85.

Конструкция соединения трубной решетки с обечайкой греющей камеры по техническим условиям на аппараты выпарные трубчатые ОСТ 26-01-112—79 должны соответствовать рис. 14.3.

Крепление труб в трубной решетке должно соответствовать рис. 14.4.

Предельные отклонения размера d_0 при развальцовке составляют:

для трубы диаметром 25 мм — $25,6 + 0,13$; диаметром 38 мм — $38,7 + 0,16$; диаметром 57 (56) мм — $58 + 0,19$ ($57 + 0,19$).

Глубина развальцовки (рис. 14.4) должна составлять $(0,8-1,2)d$, но не более толщины трубной решетки минус 3 мм.

Максимально допустимое число труб, заглушаемых на заводе-изготовителе, составляет 1 %.

При разработке конструкции греющей камеры в ней необходимо предусмотреть уста-

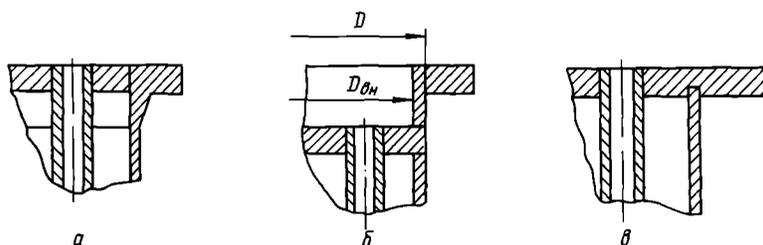


Рис. 14.3. Соединение трубной решетки с обечайкой греющей камеры

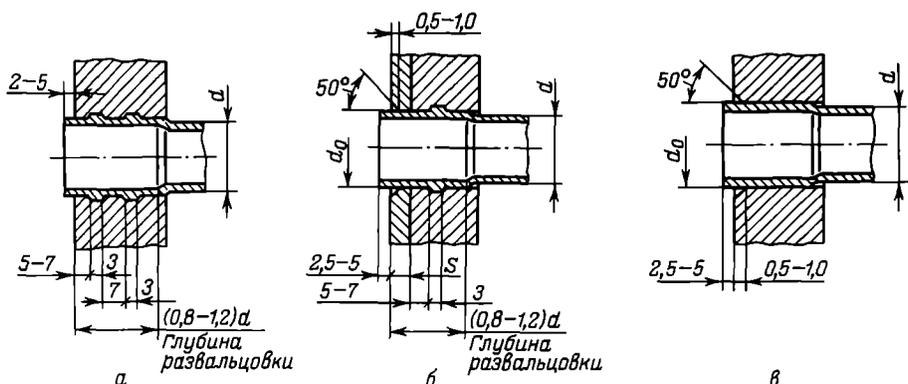


Рис. 14.4. Крепление труб в трубной решетке

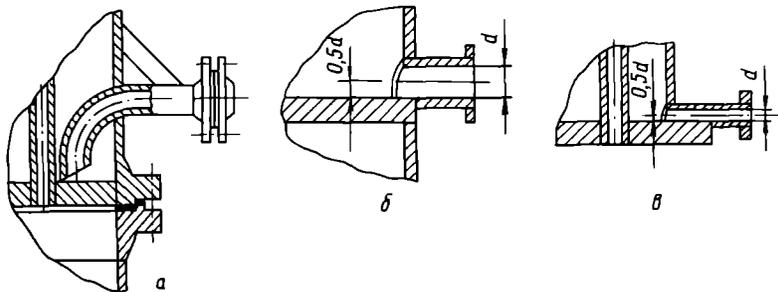


Рис. 14.5. Установка штуцера вывода конденсата из греющей камеры

новку отбойника в месте входа пара, а расположение штуцера для отвода конденсата должно соответствовать рис. 14.5.

Крепежные детали внутренних устройств выпарных аппаратов из углеродистых сталей изготавливают из коррозионностойких материалов.

На вертикальных обечайках с фланцами, имеющими уплотнительные поверхности «шип — паз», для удобства установки прокладки фланец с пазом должен быть нижним.

Радиусы сгиба циркуляционной трубы должны быть равны 1—1,5 диаметра трубы.

На чертеже общего вида изображают: главный вид аппарата, вид сверху, вид одного из фланцевых соединений, расположение труб в трубной решетке, крепление труб в трубной решетке, поперечное сечение брызгоуловителя, а также другие необходимые виды и сечения, поясняющие конструкцию аппарата (по указанию руководителя). При отсутствии изображения, показывающего расположение штуцеров, выполняют схему их расположения (см. рис. 14.1).

Число штуцеров может быть уменьшено по сравнению с показанными на чертежах Приложений, но не должно быть меньше числа технологически необходимых для работы аппарата. Кроме того, должны быть предусмотрены штуцера для продувки, промывки и т. п.

Для контроля за работой аппарата предусматриваются смотровые окна, расположенные на противоположных сторонах корпуса сепаратора, друг против друга. Для контроля за уровнем раствора несколько окон могут располагаться попарно по вертикали. Для контроля за правильной установкой аппарата по вертикали должны быть предусмотрены штыри. Для усиления жесткости стенок отдельных частей аппарата предусматривают бандажи, которые могут быть использованы для крепления наружной тепловой изоляции. С целью предотвращения загрязнения внутренней части аппарата при транспортировке желательно предусмотреть установку ответных фланцев с глухой прокладкой.

Чертежи общего вида абсорбционных и ректификационных колонн. Размеры стальных колонных аппаратов диаметром от 600 до 10 000 мм определяет ГОСТ 21944—76. Внутренний диаметр колонного аппарата, изготовленного из листовой стали с контактными устройствами в виде тарелок или насадки, выбирают из ряда: 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2600, 2800, 3200, 3400, 3600 и т. д. Расстояние между тарелками колонных аппаратов выбирают из следующего ряда: 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 550, 600, 650 и т. д.

Техническая характеристика и схематичное изображение колонных стальных аппаратов, оснащенных стандартными ректификационными тарелками диаметром 400—3600 мм, приведены в каталоге «Колонные аппараты» (М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987) Колонны предназначены для проведения процессов ректификации и дистилляции при температурах не ниже -40°C и не выше $+200^{\circ}\text{C}$ при избыточном давлении: до 1 МПа — для аппаратов с регулярной насадкой; до 1,6 МПа — для аппаратов с насыпной насадкой; до 2,5 МПа — для аппаратов с тарелками; без давления и под вакуумом (остаточное давление не ниже 665 Па).

Таблица 14.13. Область применения стандартных тарелок

Тарелки	Стандарт	Рекомендации по применению
Колпачковые	ОСТ 26-01-66—86	В процессах, протекающих при атмосферном и избыточном давлении, а также при неглубоком вакууме с нестабильными нагрузками по газу и жидкости. Диапазон устойчивой работы 4, 5
Ситчатые	ОСТ 26-01-108—85	В процессах со стабильными нагрузками по газу и жидкости, при любых давлениях. Диапазон устойчивой работы 2
Ситчато-клапанные		Применяются в процессах, протекающих преимущественно под вакуумом и при атмосферном давлении. Диапазон устойчивой работы 3—3,5
Клапанные		В процессах, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы 3, 5
Жалюзийно-клапанные	ОСТ 26-01-417—85	В процессах, протекающих при избыточном и атмосферном давлении с нагрузкой по жидкости до 120 м ³ /(м ² ·ч). Диапазон устойчивой работы 4, 5
Решетчатые	ОСТ 26-675—78, ОСТ 26-02-2055—79	В процессах со стабильными нагрузками по пару и жидкости при использовании суспензий, жидкостей, склонных к выделению осадков и полимеризующихся жидкостей
Клапанные прямо- точные	ОСТ 26-02-1401—76, ОСТ 26-02-1402—76	В процессах, протекающих как под вакуумом так и под давлением; обладают большим диапазоном эффективной работы в самых разнообразных режимах от барботажного до струйного
Ситчатые с отбой- ными элементами однопоточные и двухпоточные	ОСТ 26-02-2054—79	Преимущественно для вакуумных процессов разделения, а также для процессов, в которых лимитируется гидравлическое сопротивление. Диапазон устойчивой работы от 2,2 до 3,2
S-образные кла- панные однопоточ- ные и двухпоточ- ные	ОСТ 26-02-536—78	В процессах, в которых гидравлическое сопротивление не является определяющим. Характеризуются высокой производительностью и эффективностью; диапазон устойчивой работы 3
Клапанные бал- ластные	ОСТ 26-02-2061—80	В процессах, протекающих под вакуумом; характеризуются всеми достоинствами клапанных прямоточных и при прочих равных условиях имеют больший диапазон устойчивой работы

Тип тарелки или вид насадки обычно указан в задании на курсовой проект или выбирается в зависимости от особенностей технологического процесса — давления, температуры, нагрузок по газу (пару) и жидкости, соотношения фаз, чистоты продуктов.

В табл. 14.13 приведены рекомендации по применению стандартных тарелок.

Стандартные тарелки изготавливают разборной и неразборной конструкции, в зависимости от диаметра колонны.

Таблица 14.14. Число разборных тарелок, устанавливаемых в царге

Диаметр колонны D, мм	Расстояние между тарелками H _т , мм	Высота царги H _ц , мм	Число тарелок в царге, шт.	Диаметр колонны D, мм	Расстояние между тарелками H _т , мм	Высота царги H _ц , мм	Число тарелок в царге, шт.
400	200	800	4	800	200	1200	6
	250	1000			250	1250	
600	300	900	3		250	1500	5*
	350	1050			300	1200	4
	400	800			350	1400	
	450	900			400	1200	
	500	1000			450	1350	3
					500	1500	

* Для тарелок по ОСТ 26-01-66—86.

** Для тарелок по ОСТ 26-01-108—85.

Корпус колонны изготовляют из отдельных царг (на фланцах) или цельносварными. Корпуса из царг рекомендуется применять для давлений до 1,6 МПа, а цельносварные — для давлений до 4,0 МПа. Обычно колонные аппараты диаметром 1000 мм и более выполняют цельносварными с разборными тарелками.

Высота царги корпуса тарельчатой колонны определяется диаметром аппарата и числом устанавливаемых в ней тарелок; рекомендуемое число тарелок в царге приводится в соответствующем стандарте на конструкцию тарелки. В общем случае высоту царги следует выбирать из условий удобства монтажа тарелок и транспортировки. Для колонны диаметром $D \leq 800$ мм высота царги определяется возможностью монтажа наиболее удаленной тарелки. Для колонны $D > 800$ мм монтаж тарелок внутри царги облегчается, и высота царг может быть увеличена.

Тарелки диаметром 400, 600 и 800 мм по ОСТ 26-01-66—86 и по ОСТ 26-01-108—85 выполняют неразборными и устанавливают в царгу от 2 до 6 штук. Пример размещения в царге колонны ситчатых и колпачковых тарелок приведен в табл. 14.14 и на рис. 14.6.

Все детали неразборной тарелки крепят к ее основанию, наружный диаметр которого на 20 мм меньше внутреннего диаметра колонны. Каждую из тарелок 1 (рис. 14.6),

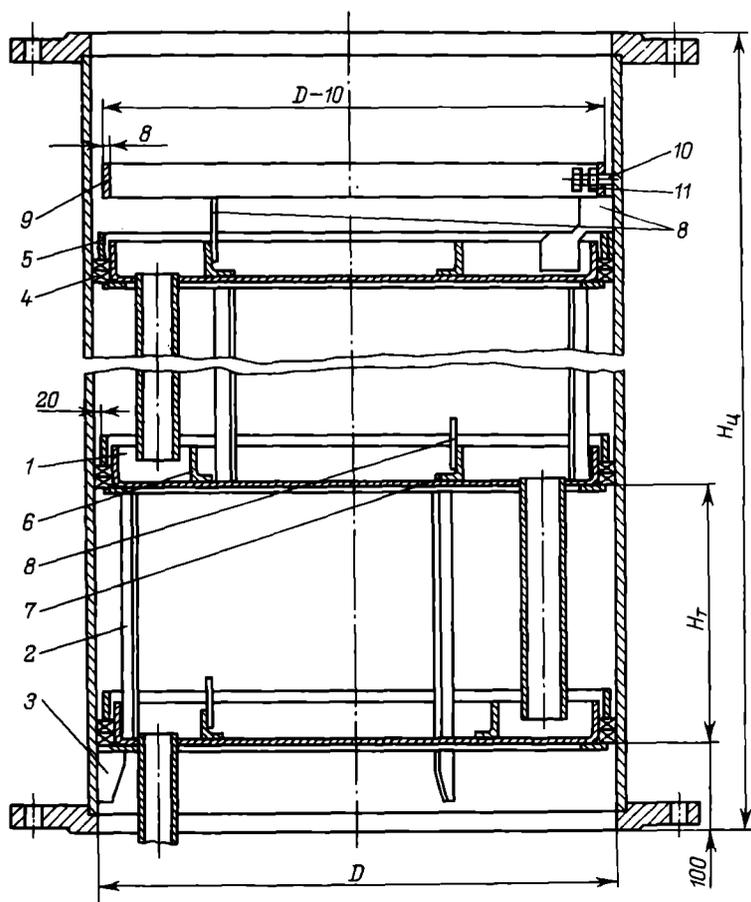


Рис. 14.6. Установка неразборных тарелок в царге:

1 — тарелка; 2 — стойка; 3 — косынка; 4 — шнур специальный АО Ø10 (ГОСТ 5152—77); 5 — кольцо прижимное; 6 — перегородка сливная; 7 — перегородка переливная; 8 — шиток; 9 — кольцо упорное; 10 — болт М 10×35 (ГОСТ 7796—70); 11 — гайка (ГОСТ 5916—70)

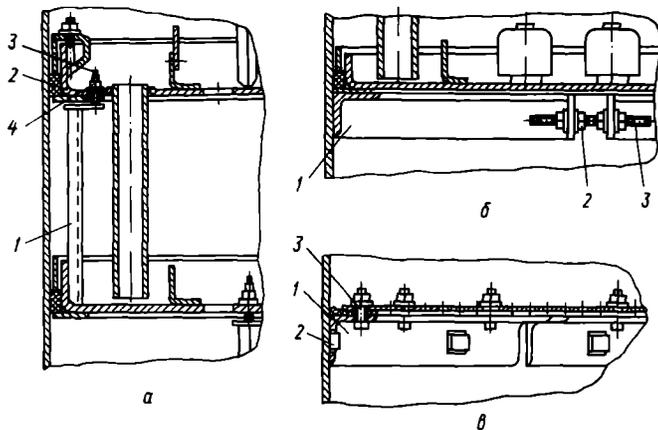


Рис. 14.7 Установка тарелок в царге колонны:

a — на вертикальных стойках: 1 — стойка; 2 — тарелка; 3 — регулировочный винт; 4 — фиксирующая гайка; *б* — на распорном кольце: 1 — распорное кольцо; 2 — гайка; 3 — шпилька; *в* — на опорных уголках: 1 — уголок; 2 — прямоугольная бобышка; 3 — болт

кроме нижней, устанавливают в царге на трех стойках 2, опирающихся на нижележащую тарелку. Нижняя тарелка в каждой царге опирается на три приваренных к корпусу косышки 3. Зазор между тарелкой и внутренней стенкой царги устраняют специальным шнуром АО диаметром 10 мм (ГОСТ 5152—77). Шнур 4 уплотняется кольцом 5, прижимаемым гайкой через скобу, установленную на шпильке. Шпильку приваривают к внутренней поверхности борта основания тарелки.

Приемный и сливной карманы тарелки образуются установкой в тарелке перегородок — сливной 6 и переливной 7. Для ликвидации байпасного течения жидкости вдоль стенок колонны при высоте слоя жидкости на тарелке $h_c \geq 35$ мм на концы сливной перегородки устанавливают щитки 8. Верхнюю тарелку в царге поджимают тремя щитками 8 к расположенной ниже тарелке упорным кольцом 9. Кольцо закрепляют в царге вворачиванием трех болтов 10 (М 10×35) в упор в стенку царги с фиксированием их контргайкой 11.

При повышенных требованиях к монтажу тарелок в горизонтальной плоскости (ситчатые, решетчатые и т. д.) в них устанавливают регулировочные винты 3 с фиксирующей гайкой 4, нижний конец которых находится на верхней площадке опорной стойки 1 (рис. 14.7, *a*).

При значительном расстоянии между тарелками ($H > D$) их целесообразно устанавливать на распорных кольцах (рис. 14.7, *б*) или на опорных уголках (рис. 14.7, *в*). Распорное кольцо фиксируют в царге колонны путем раздвигания торцов кольца 1 (рис. 14.7, *б*) внутренними гайками 2, находящимися на шпильке 3. Опорные уголки 1 (рис. 14.7, *в*) устанавливают в царге на прямоугольных бобышках 2, приваренных к стенке царги, и болтами 3 крепят к тарелке.

Фланцы царг выполняют по ОСТ 26-426—72 и ОСТ 26-427—72.

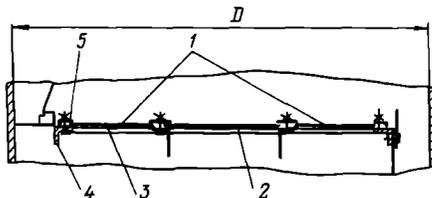
В колоннах диаметром 1000 мм и более по ОСТ 26-01-66—86 и ОСТ 26-01-108—85 устанавливают разборные тарелки. Типовая конструкция разборной тарелки диаметром 2000 мм показана на рис. 14.8.

Разборные тарелки состоят из одной или нескольких секций с отгибом (1) и одной секции без отгиба (2), крепящихся к опорной раме. Опорная рама представляет собой сварную конструкцию, состоящую из двух кольцевых элементов 3 и двух уголков 4 (70×70×8 мм для тарелок \varnothing 1000—2600 мм). Раму приваривают к стенкам колонны. Секции укладывают на опорную раму и поджимают к ней с помощью скобы 5 и болта 6 (рис. 14.9, *a*). Между собой секции крепятся скобой 7 и специальным болтом 8 (рис. 14.9, *б*).

Тарелки диаметром 2000 мм и выше имеют наиболее сложную конструкцию опорной рамы. Это обусловлено недостаточной жесткостью секций без дополнительной опоры. Для таких тарелок поперечную балку 9 (рис. 14.9, в) подвешивают на кронштейнах 10, выполненных из углового профиля $80 \times 40 \times 4,5$ и приваренных в средней части уголков 4 опорной рамы. Балку изготавливают из металлического профиля (швеллер) размером $100 \times 50 \times 4$ для тарелок $\varnothing 2200$ — 2800 мм и размером $140 \times 60 \times 5$ — для тарелок $\varnothing 3000$ — 4000 мм. Для монтажа в одной плоскости опорных поверхностей балки 9

Рис. 14.8. Общий вид разборной тарелки ($D=2000$ мм):

1 — секция тарелки с отгибом; 2 — секция тарелки без отгиба; 3 — кольцевой элемент; 4 — уголок; 5 — скоба



и уголков 4 под концы балки устанавливают спиральные шайбы 11. Опорную балку устанавливают на кронштейны 10 с болтами 12, головки которых для удобства монтажа приваривают к нижней поверхности полки кронштейна. Скобой 13 одновременно крепят балку 9 к кронштейнам 10 и секции тарелки 1 к опорной раме. По длине опорной балки 9 секции крепят с помощью скобы 7

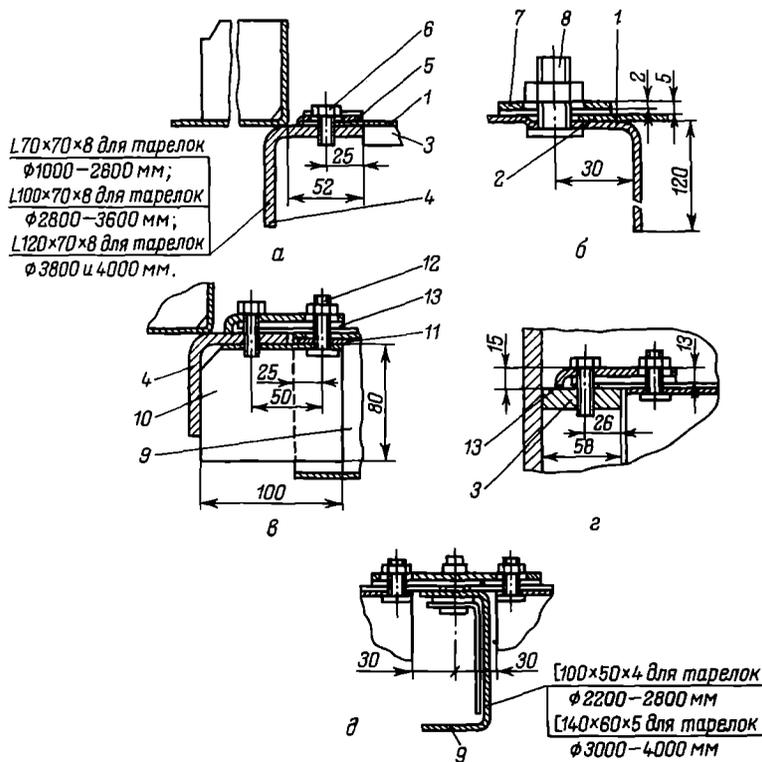


Рис. 14.9. Конструкция крепления разборных тарелок:

а — на уголке опорной рамы; б — секций тарелки между собой; в — поперечной балки с уголком опорной рамы; г — на кольцевом элементе опорной рамы; д — на опорной раме; 1 — секция тарелки с отгибом; 2 — секция тарелки без отгиба; 3 — кольцевой элемент опорной рамы; 4 — уголок опорной рамы; 5, 7, 13 — скобы; 6 — болт; 8, 12 — болты специальные; 9 — поперечная балка; 10 — кронштейн; 11 — спиральная шайба

Уголки 4 опорной рамы для тарелок \varnothing 2800—3600 мм изготавливают из углового профиля $100 \times 70 \times 8$ мм, а для тарелок \varnothing 3800 и 4000 мм — из углового профиля $120 \times 70 \times 8$ мм.

Более подробно конструкция разборной тарелки показана на чертеже Приложения 19.

Колонные аппараты диаметром более 1000 мм изготавливают преимущественно с цельносварным корпусом и съемной верхней крышкой. При разработке цельносварной конструкции колонны необходимо учитывать возможность ее транспортировки по железной дороге. В соответствии с длиной железнодорожной платформы четырехосного вагона максимальная длина аппарата, размещаемого на одной платформе, не должна превышать 14,1 м. Колонны длиной 14,1—27 м транспортируют на трех железнодорожных платформах; при этом колонна крепится на средней платформе, а ее концы находятся над крайними платформами.

Если длина аппарата является препятствием для его транспортировки, необходимо предусмотреть фланцевые разъемы в соответствии с рекомендациями ОСТ 26-426—72 и ОСТ 26-427—72. В отдельных случаях можно предусмотреть сборку колонны непосредственно на месте установки из элементов, габаритные размеры которых допускают возможность их транспортировки.

Корпус цельносварной колонны должен снабжаться люками для монтажа и обслуживания тарелок. Рекомендуется располагать люки через 12 тарелок для чистых сред и через 6 тарелок для загрязненных сред (см. Приложение 18). Люки изготавливают по ОСТ 26-2000—83 — ОСТ 26-2015—83.

Ниже приведены рекомендуемые размеры люков в зависимости от диаметра колонны:

	D , мм	
	1000	1200—3600
Диаметр люка $D_{\text{л}}$, мм	500	600
Расстояние между тарелками в месте установки люка, мм	800	800

Описание насадочных царговых колонных аппаратов диаметром 400—800 мм и насадочных цельносварных диаметром 1000—3600 мм приведены в каталоге «Колонные аппараты» (М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987).

Применяют регулярные (правильно уложенные) и беспорядочные (засыпаемые внавал) насадки. Регулярными являются хордовая насадка, кольца Рашига (при правильной укладке) и блочная насадка. К беспорядочным относятся кольца Рашига (при загрузке внавал), седлообразная, кусковая насадка и др. В настоящее время преимущественное применение находят кольца Рашига, изготовленные из керамики или металла.

Размер насадки следует выбирать с учетом диаметра колонны и гидродинамического режима ее работы; увеличение размера насадки приводит к увеличению производительности колонны при одновременном снижении эффективности. При отношении диаметра насадки из колец Рашига к внутреннему диаметру колонны, равном 0,033, достигается оптимальное сочетание производительности и эффективности колонны.

Для равномерного распределения жидкости по площади поперечного сечения насадки насадочные колонны снабжают распределительными тарелками типа ТСН-III, а при расположении насадки внутри колонн отдельными слоями — перераспределительными тарелками типа ТСН-II (ОСТ 26-705—79). Эти тарелки несколько различаются по конструкции в зависимости от диаметра колонны. Стандартом предусмотрено изготовление разборных тарелок типа ТСН-IIР и ТСН-IIIР.

Высота отдельных слоев насадки не должна превышать (3—5) D , причем каждый слой располагают на опорной решетке, устройство которой приведено в ОСТ 26-02-601—72 и ОСТ 26-02-602—72. Для загрузки и выгрузки каждого слоя насадки в корпусе колонны должны быть предусмотрены два люка: один — под распределительной (или перераспределительной) тарелкой, второй — над опорной решеткой. Диаметры люков:

150 мм — для колонн $D=400$ мм; 250 мм — для колонн $D=600$ и 800 мм; 500 мм — для колонн $D=1000, 1200$ и 1400 мм; 600 мм — для колонн $D>1400$ мм.

К корпусу цельносварных колонн приваривают накладки для крепления площадок (площадки шириной 1—1,2 м), предназначенных для обслуживания аппарата. Площадка должна находиться на расстоянии (по высоте) не более 1000—1200 мм от оси люка.

К верхней части колонны приваривают цапфы для подъема аппарата (ГОСТ 13716—73, ГОСТ 14114—85); для установки аппарата по вертикали нижняя и верхняя части корпуса снабжены штырями. В некоторых случаях для подъема отдельных элементов аппарата на верхней части колонны может устанавливаться кран-укосина.

Максимальная высота колонных аппаратов приведена ниже:

Диаметр аппарата D , мм	400—800	1000	1200—2200	2400—3600
$H_{\text{макс}}$, м	20	23	30	50

Колонные аппараты диаметром 400, 600, 800 мм и высотой больше 8000 мм раскрепляются по высоте аппарата в этажерке (рис. 14.10). Место раскрепления должно находиться на высоте не более $\frac{3}{4}H$ от фундамента аппарата.

Высота части ректификационной колонны, расположенной выше верхней тарелки или верхнего слоя насадки, определяется необходимостью создания сепарационного объема и размещения на корпусе этой части колонны штуцеров, цапф и штырей; ориентировочно она может быть принята равной $(0,5—1)D$.

Нижнюю тарелку снабжают гидрозатвором для беспрепятственного слива жидкости с тарелки в куб; с этой целью нижний конец трубы (или перегородку сливного кармана) либо погружают в слой кубовой жидкости, либо опускают в приемный стакан.

Кипятильник ректификационной колонны может быть выносным или встроенным в нижнюю часть колонны (рис. 14.11).

Достоинствами схемы подвода тепла в колонну, показанной на рис. 14.11, а, являются возможность использования стандартной аппаратуры с любой поверхностью теплообмена, относительно небольшое гидравлическое сопротивление, удобство монтажа и обслуживания. Поэтому колонны с выносными кипятильниками наиболее распространены. Схема подвода тепла, показанная на рис. 14.11, б, обеспечивает компактность установки, но затрудняет размещение больших поверхностей теплообмена; применяется для колонн малого диаметра (ориентировочно $D < 300$ мм).

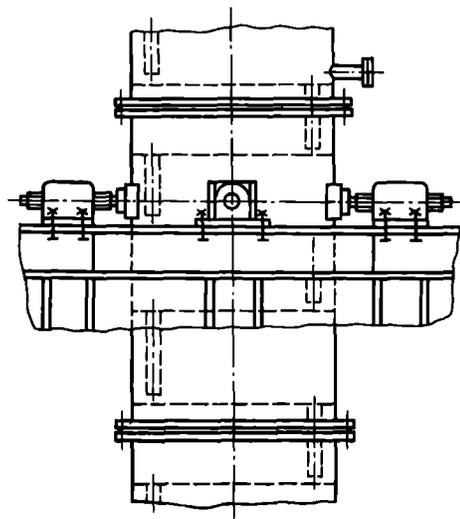
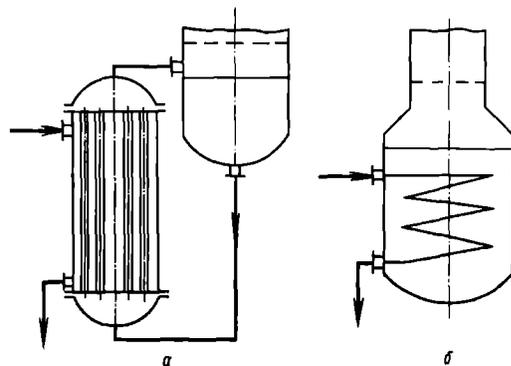


Рис. 14.10. Устройство для раскрепления колонн на площадках (перекрытиях)

Рис. 14.11 Размещение кипятильника в нижней (кубовой) части колонны:

а — выносного; б — встроенного



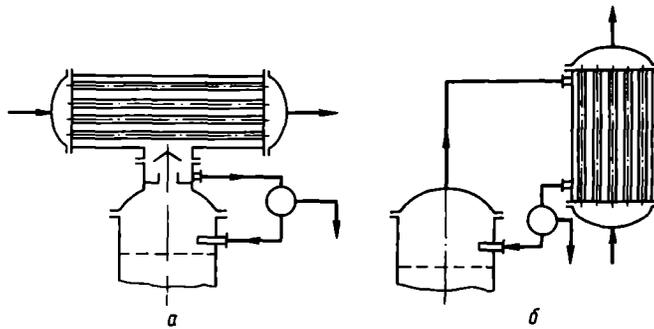


Рис. 14.12. Размещение дефлегматора в верхней части колонны:

а — встроенного; б — выносного

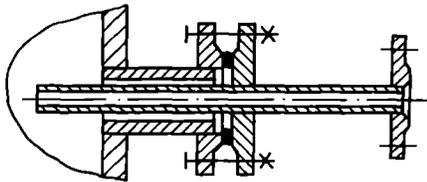


Рис. 14.13. Конструкция разборного штуцера

Для выравнивания скоростей пара (газа), поступающего под нижнюю тарелку (или слой насадки), труба подачи пара (газа) имеет срез, направленный вниз, и располагается на расстоянии от тарелки, примерно равном D — для колонн $D=400—800$ мм; $(0,5—1) D$ — для колонн $D=1000—3600$ мм.

Высота кубовой части ректификационной колонны может быть принята равной: $(2—3) D$ — для колонн $D=400—800$ мм; $(1—2) D$ — для колонн $D=1000—3600$ мм.

Дефлегматор ректификационной колонны выполняют либо встроенным в верхнюю часть колонны (рис. 14.12, а), либо выносным — вертикальным или горизонтальным (рис. 14.12, б). Встроенную конструкцию применяют для колонн небольшого диаметра.

Колонны могут быть установлены на опорах-лапах (ГОСТ 26296—84) и цилиндрических опорах (ОСТ 26-467—84). Цилиндрические опоры под колонны выполняют четырех типов и выбирают в зависимости от максимальной приведенной нагрузки.

В колоннах с неразборными тарелками штуцер для ввода жидкости должен быть такой конструкции (рис. 14.13), чтобы из него можно было извлекать патрубок ввода жидкости при монтаже и демонтаже тарелок (см. Приложение 17).

В кубе колонны необходимо предусмотреть штуцеры для присоединения устройств контроля уровня, давления и температуры, которые выбирают по ОСТ 26-01-1349—81 и ОСТ 26-01-1356—81.

Штуцера для измерения температуры и давления устанавливают также в верхней части колонны и при необходимости — по высоте колонны. По высоте колонны должны устанавливаться и штуцера для отбора проб. В верхней части колонны должен быть установлен штуцер для присоединения предохранительного клапана.

Важное значение имеет правильный выбор высоты размещения штуцера для ввода в колонну паров из кипятильника. Рекомендуется * сечение диаметра парового штуцера принимать на 20—25 % меньше суммарного сечения трубок кипятильника. Верхняя трубная решетка выносного кипятильника должна быть на 250—350 мм (в зависимости от разности плотностей жидкости в кубе и парожидкостной смеси в кипятильнике) выше среднего уровня жидкости в кубе колонны (рис. 14.14)

При выполнении чертежа общего вида колонны тарелки на продольном разрезе рекомендуется изображать упрощенно; подробно конструкцию тарелки показывают на местных или дополнительных видах, разрезах и сечениях. Тарелки нумеруют на продольном разрезе аппарата снизу вверх.

* Гринберг Я. И. Проектирование химических производств. М.: Химия, 1970. 268 с.

Чертежи общего вида роторно-дисковых экстракторов. Конструкции роторно-дисковых экстракторов (Приложение 21) не стандартизованы. При разработке корпуса такого аппарата следует руководствоваться общими требованиями, предъявляемыми к колонным аппаратам.

Чертежи общего вида сушильных аппаратов и установок. Сушильная установка. (Приложение 6) включает помимо основного элемента — сушильного аппарата — вспомогательное оборудование: питатель, разгрузочное устройство, топку (или калорифер), а также устройство для пылеочистки. Характеристики наиболее распространенных аппаратов и установок (баранных, ленточных, вальцовых, распылительных, со взвешенным слоем и др.) приведены в каталоге «Сушильные аппараты и установки» (М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1988).

Баранные сушилки, работающие под атмосферным давлением, применяют для сушки кусковых, зернистых и сыпучих материалов, частицы которых характеризуются умеренной прочностью.

Сушилки взвешенного слоя применяют для сушки сильносыпучих материалов, подверженных комкованию, а также пастообразных материалов. Высушиваемые материалы должны обладать достаточной механической прочностью.

Распылительные сушилки применяют преимущественно для сушки растворов и суспензии термочувствительных материалов. Ленточные сушилки используют для сушки сыпучих материалов или гранулированных материалов с частицами малой механической прочности.

Основные размеры и параметры вращающихся барабанов сушилок (рис. 14.15) по ГОСТ 11875—79 и ОСТ 26-01-147—82 приведены в табл. 14.15.

В сушилках диаметром 1000—1600 мм для хорошо сыпучих материалов с частицами размером не более 8 мм рекомендуется применять секторную насадку; для материалов, склонных к налипанию, с частицами средним размером более 8 мм — лопастную насадку. В сушилках диаметром 1000—2200, 2500 и 2800 мм для материалов, склонных к налипанию, но обладающих достаточно хорошей сыпучестью, после предварительной подсушки используют лопастную и за ней — секторную насадки.

Перевалочную насадку используют для мелкозернистых пылящих материалов. Распределительную насадку применяют при сушке зернистых материалов, не содержащих больших количеств мелких частиц и мало пылящих.

Насадку устанавливают внутри барабана в виде отдельных секций длиной не более диаметра барабана. В барабанах диаметром более 2000 мм насадку можно монтировать непосредственно на внутренней поверхности барабана.

В соответствии с ОСТ 26-01-437—85 предусмотрено изготовление семи вариантов конструкций корпусов баранных сушилок, в зависимости от диаметра барабана, типа

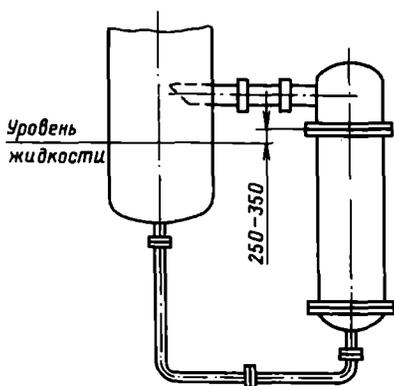


Рис. 14.14. Размещение кипятыльника по отношению к кубу колонны

Рис. 14.15. Основные размеры корпуса барабанной сушилки

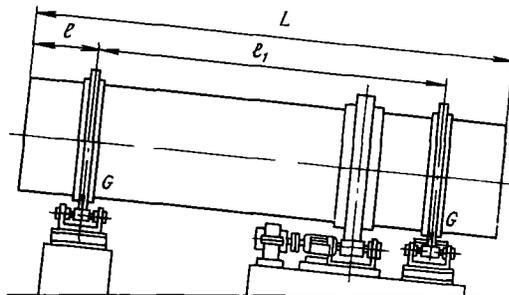


Таблица 14.15. Основные размеры и параметры вращающихся барабанов сушилок

D , мм	L , мм	l , мм	l_1 , мм	G , кН	n , c^{-1}	δ , мм	W , кг/ч	M , т
1000	4 000	850	2 300	100	0,068—0,135	5	120	5,7
	6 000	1250	3 500				180	6,3
1200	6 000	1250	3 500	160	0,068—0,135	6	260	8,3
	8 000	1650	4 700				340	9,1
1600	10 000	2050	5 900	250	0,053—0,107	8	420	9,8
	800	1650	4 500				600	16,4
	10 000	2050	5 900				750	17,6
2000	12 000	2500	7 000	400	0,053—0,107	10	900	19,0
	8 000	1650	4 700				960	24,9
	10 000	2050	5 900				1 200	26,8
2200	12 000	2050	7 000	400	0,053—0,107	12	1 440	28,9
	10 000	2050	5 900				1 480	31,7
	12 000	2300	7 000				1 740	33,8
2500	14 000	2900	8 200	630	0,033—0,100	14	2 000	36,7
	16 000	3350	9 300				2 240	39,0
	14 000	2900	8 200				2 660	75,0
2800	18 000	3750	10 500	800	0,033—0,100	16	3 440	88,85
	2 000	4150	11 700				3 820	94,30
	14 000	2900	8 200				3 340	88,5
3000	16 000	3350	9 300	1000	0,033—0,100	20	3 820	94,5
	20 000	4150	11 700				4 760	111,61
	18 000	4000	10 000				5 000	129,52
3200	20 000	12 000		1250	0,033—0,100	20	5 500	129,37
	18 000	4000	10 000				5 650	145,65
	2 200	4500	13 000				6 500	159,86
3500	18 000	4000	10 000	1600	0,033—0,100	22	7 200	164,81
	22 000	4500	13 000				8 250	194,12
	27 000	5000	17 000				10 000	215,75
4000	16 000	2700	10 600	1600	0,10	25	7 000	200,0
	22 000	4500	13 000		0,075		9 000	223,9
	4500	16 000	2700		10 600		0,075	12 000
						22		220,0

Примечания. 1 В таблице приняты следующие обозначения: D — наружный диаметр барабана; L — длина барабана; l — расстояние до первой опоры; l_1 — расстояние между опорами; G — номинальная нагрузка на одну опору; n — частота вращения барабана; δ — толщина стенки барабана; W — производительность по испаренной влаге; M — ориентировочная масса барабана. 2. Массы сушилок диаметром до 2200 мм указаны с учетом загрузочных и разгрузочных камер, а диаметром свыше 2200 мм — без учета загрузочных и разгрузочных камер. Средняя производительность сушилок указана по ряду наиболее распространенных продуктов химической и смежных отраслей промышленности при следующих параметрах сушки: начальная влажность 30—40 %, конечная 2—7 %; температура сушильного агента на входе в сушилку 700—800 °С, на выходе 100—150 °С.

основных насадок и направления движения теплоносителя. Стандарт предлагает для каждого из вариантов определенную конструкцию корпуса барабанной сушилки и в некотором диапазоне, с указанием его основных размеров.

Корпус барабана снабжают обычно двумя наружными стальными кольцами (бандажами), чаще прямоугольного сечения, передающими нагрузку от барабана роликам опорных станций. Применяют неразборные и разборные способы крепления бандажей на корпусе барабанной сушилки. При неразборном соединении бандаж в горячем состоянии насаживают на корпус барабанной сушилки или приваривают к нему (второй способ применяется для корпусов сушилок диаметром до 1 м).

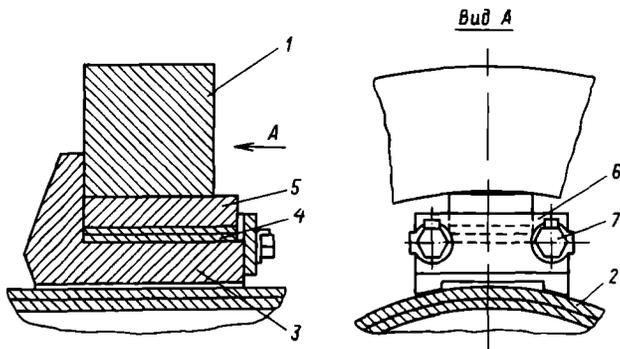
Разборная конструкция и размеры опорных и опорно-упорных бандажей определяются ОСТ 26-01-445—85. Крепление бандажей на корпусе барабанной сушилки в соответствии с ОСТ 26-01-445—85 показано на рис. 14.16. Бандаж 1 крепится на корпусе 2 с помощью башмаков 3, которые упорами фиксируют бандаж поочередно слева и справа, препятствуя его перемещению. Бандаж центрируют с помощью прокладок 4, размещаемых между башмаком и подкладкой 5. Прокладки и подкладку устанавливают в выемку башмака, что предотвращает их смещение по окружности. Смещению

в осевом направлении препятствует упорная планка *б*, закрепляемая на башмаке двумя болтами *7*

Барабаны сушилок устанавливают под небольшим (1—4 градуса) углом к горизонту для облегчения перемещения материала по барабану. При этом для устранения его осевого перемещения один из бандажей, расположенный на «холодном» конце барабана, устанавливают между двумя упорными роликами. Совокупность опорных и упорных роликов, установленных на общей раме, образует опорно-упорную станцию.

Рис. 14.16. Крепление бандажа на корпусе барабанной сушилки:

1 — бандаж; 2 — корпус; 3 — башмак; 4 — прокладка; 5 — подкладка; 6 — упорная планка; 7 — болт



Венцовую шестерню устанавливают на барабане возможно ближе к опорно-упорной станции с целью уменьшения изгибающего момента от массы шестерни и снижения ее радиального биения.

Венцовую шестерню крепят жестко к корпусу барабанной сушилки (рис. 14.17, *а*) при небольших колебаниях температуры его стенок (когда нет опасности появления больших температурных напряжений) или с помощью пружин (рис. 14.17, *б*), опирающихся на стальные площадки, закрепленные на корпусе (при высокой температуре сушильного агента, значительно отличающейся от температуры стенок корпуса при монтаже). При жестком креплении (рис. 14.17, *а*) венцовую шестерню *1* устанавливают на корпусе барабанной сушилки с помощью башмаков *2*, прикрепляемых к корпусу болтами *3*. При креплении с помощью пружин (рис. 14.17, *б*) венцовую шестерню *1* крепят болтами *2* к продольным плоским пружинам *3*, опирающимся на стальные площадки *4*, прикрепленные к барабану. Центрируют венцовую шестерню с помощью прокладок, устанавливаемых между шестерней и рессорами или между рессорами и площадками. Конструкции креплений венцовой шестерни к корпусу барабанной сушилки приведены в ОСТ 26-01-446—85.

В соответствии с ОСТ 26-01-147—82, корпуса барабанных сушилок выполняют из стали В СТ.Зпс, В СТ.Зсп по ГОСТ 380—71 или из стали 09Г2С по ГОСТ 19262—80.

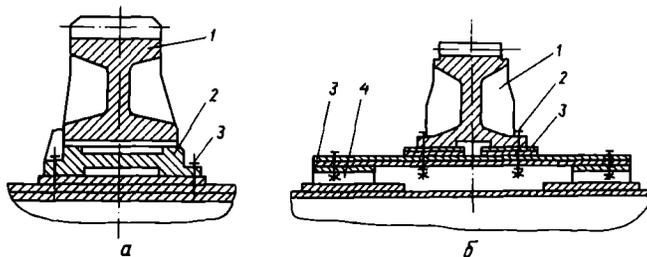


Рис. 14.17 Крепление венцовой шестерни к корпусу барабанной сушилки:

а — жесткое (1 — венцовая шестерня; 2 — башмак; 3 — болт); *б* — с помощью пружин (1 — шестерня; 2 — болт; 3 — пружины (рессоры); 4 — площадка)

При температуре сушильного агента выше 350 °С на конце корпуса аппарата со стороны входа теплоносителя устанавливают защитное кольцо по ОСТ 26-01-442—85. На конце корпуса аппарата с противоположной стороны входа теплоносителя по ОСТ 26-01-443—85 устанавливают подпорное кольцо, обеспечивающее задержку высушиваемого материала в корпусе барабанной сушилки.

Если в графическую часть проекта включают выполнение чертежа общего вида барабана сушилки, то на чертеже необходимо указать требования по точности установки бандажей и зубчатого венца, регламентированные ОСТ 26-01-147—82.

Для предотвращения утечки запыленных и вредных газов в производственные помещения барабаны сушилок работают под разрежением 50—250 Па, причем с целью ликвидации зазора между вращающимся барабаном и камерами для загрузки и выгрузки применяют различные уплотнения, преимущественно лабиринтные.

Чертежи общего вида аппаратов обратного осмоса и ультрафильтрации. Аппараты обратного осмоса и ультрафильтрации (Приложения 24—25) не стандартизованы. В связи с этим при разработке таких аппаратов следует руководствоваться общими положениями по проектированию аппаратов, работающих под давлением.

ПРИЛОЖЕНИЯ

При выполнении чертежей общего вида аппаратов (Приложения 9—25) следует учитывать изменения и дополнения к ГОСТ 2.305—68 «Изображения — виды, разрезы, сечения» от 23.08.89 № 2615, приведенные ниже.

При обозначении видов, разрезов, сечений и выносных элементов не следует менять линию, подчеркивающую эти обозначения.

В случае использования выносного элемента соответствующее место, отмеченное на виде, разрезе или сечении замкнутой сплошной тонкой линией, окружностью, овалом и т. д., обозначают на полке линии-выноски прописной буквой или сочетанием прописной буквы с арабской цифрой.

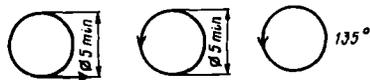
Обозначение видов, разрезов, сечений и выносных элементов осуществляют последовательно в строчку: сначала дают буквенное обозначение, затем — масштаб в круглых скобках (без написания прописной буквы М), если он отличается от масштаба на фронтальной проекции, а далее — по необходимости.

Если виды сверху, слева, справа, снизу, сзади не находятся в непосредственной проекционной связи с главным изображением (видом или разрезом, изображенным на фронтальной плоскости проекций), то направление проектирования должно быть указано стрелкой у соответствующего изображения. Над стрелкой и над полученным изображением (видом) следует нанести одну и ту же прописную букву без использования слова «Вид». Соотношение размеров стрелок, указывающих направление взгляда, должно соответствовать приведенным ниже:



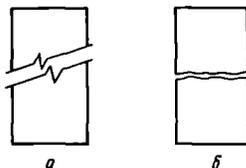
Слово «развернуто» при обозначении сечений заменяют условным обозначением. При поворачивании дополнительных видов, разрезов и сечений до положения, соответствующего принятому для данного предмета на главном изображении, в их обозначении вместо слова «повернуто» используют условное графическое обозначение. При необходимости указывают угол поворота, записывая численное значение угла справа от услов-

ного графического обозначения. Указанные условные графические обозначения («развернуто», «повернуто» и обозначение угла) должны соответствовать приведенным ниже:

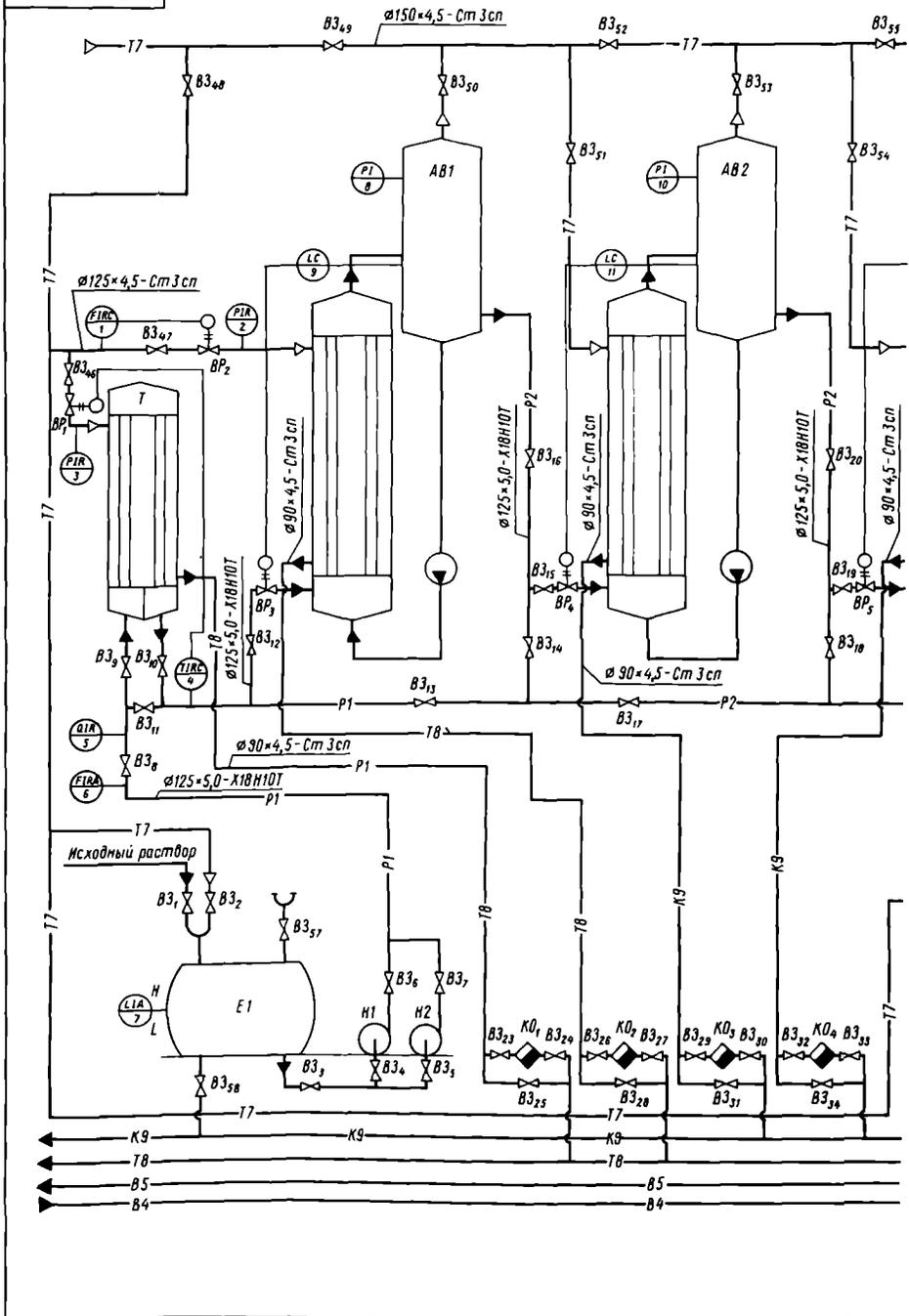


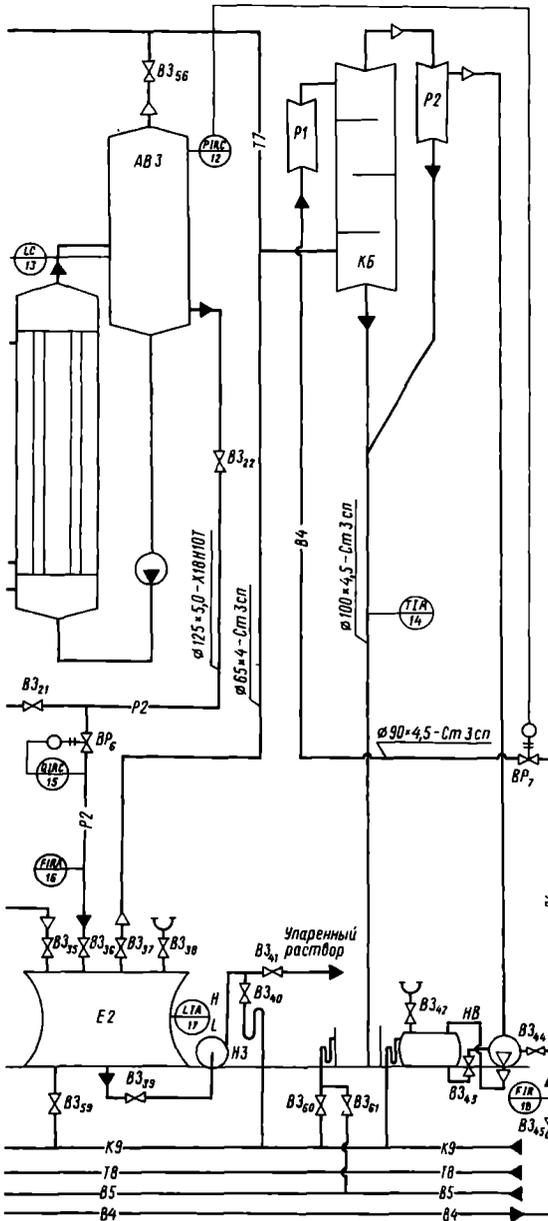
Местные разрезы следует выделять сплошной волнистой линией или сплошной тонкой линией с изломом.

Предметы и элементы, имеющие постоянное или закономерно изменяющееся поперечное сечение, допускается изображать с разрывами. Частичные изображения и изображения с разрывами ограничивают одним из следующих способов, показанных ниже:



a — сплошной тонкой линией с изломом, который может выходить за контур изображения на длину от 2 до 4 мм; эта линия может быть наклонной относительно линии контура; *b* — сплошной волнистой линией.

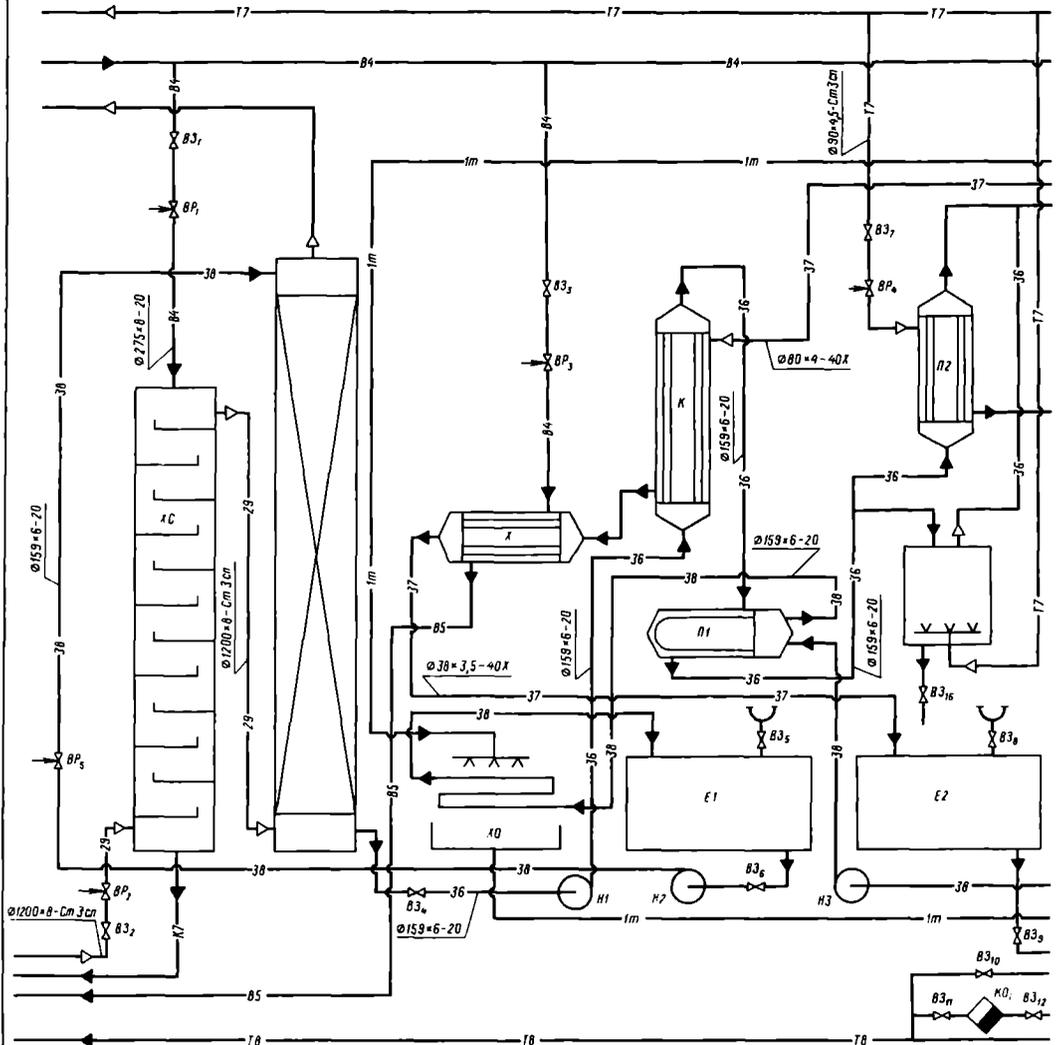


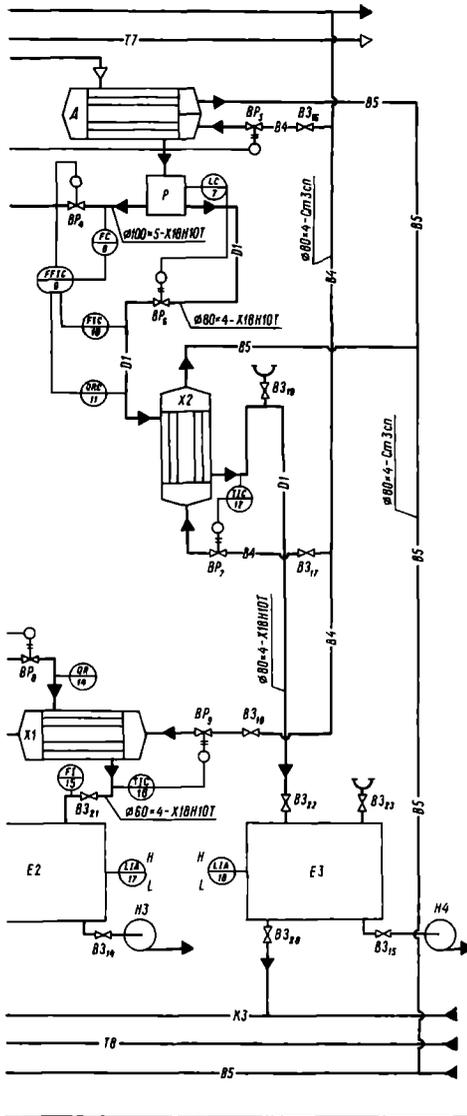


Условное обозначение	Наименование среды в трубопроводе	
Букв.	Графическое	
—Т7—	—Т7—	Пар
—В4—	—В4—	Вода оборотная (подача)
—В5—	—В5—	Вода оборотная (возврат)
—ТВ—	—ТВ—	Конденсат
—К9—	—К9—	Вода щелочная
—Р1—	—Р1—	Раствор исходный
—Р2—	—Р2—	Раствор упаренный

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
AB 1-3	Аппарат выпарной	3	
Т	Теплообменник	1	
KB	Конденсатор барометрический	1	
Р1-2	Расширитель	2	
E1-2	Емкость	2	
Н1-3	Насос	3	
НВ	Насос вакуумный	1	
B31-61	Вентиль запорный	61	
BP1-7	Вентиль регулирующий	7	
К0,4	Конденсатоотводчик	4	

МХТН.066612.00113		
Выполнил	Исполнит.	Дата
Проверил		
Утвердил		
И.контр.		
Умб		
Установка выпарная трехкорпусная. Технологическая схема		
Лист	Масса	Решетка
Лист	Листов	



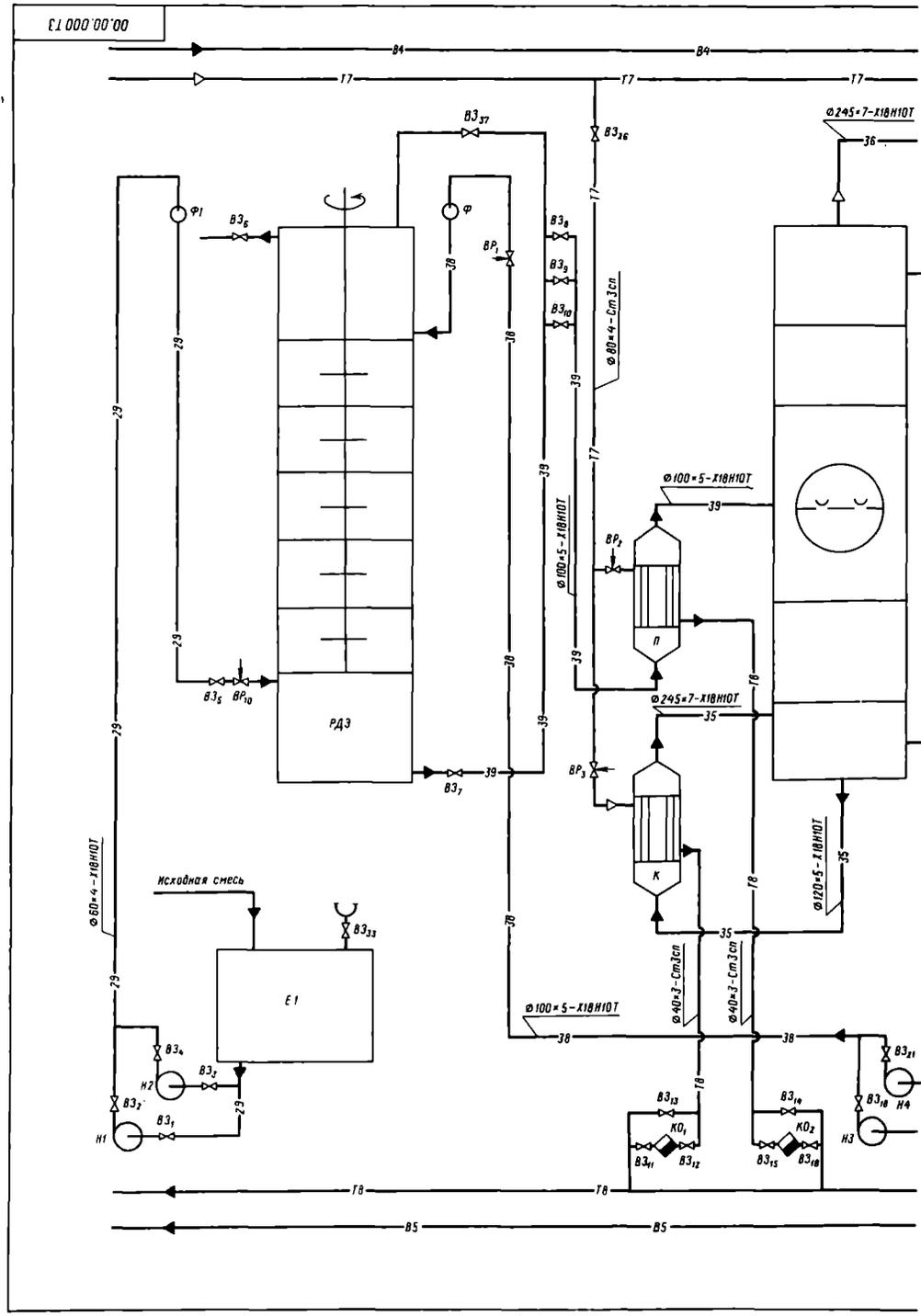


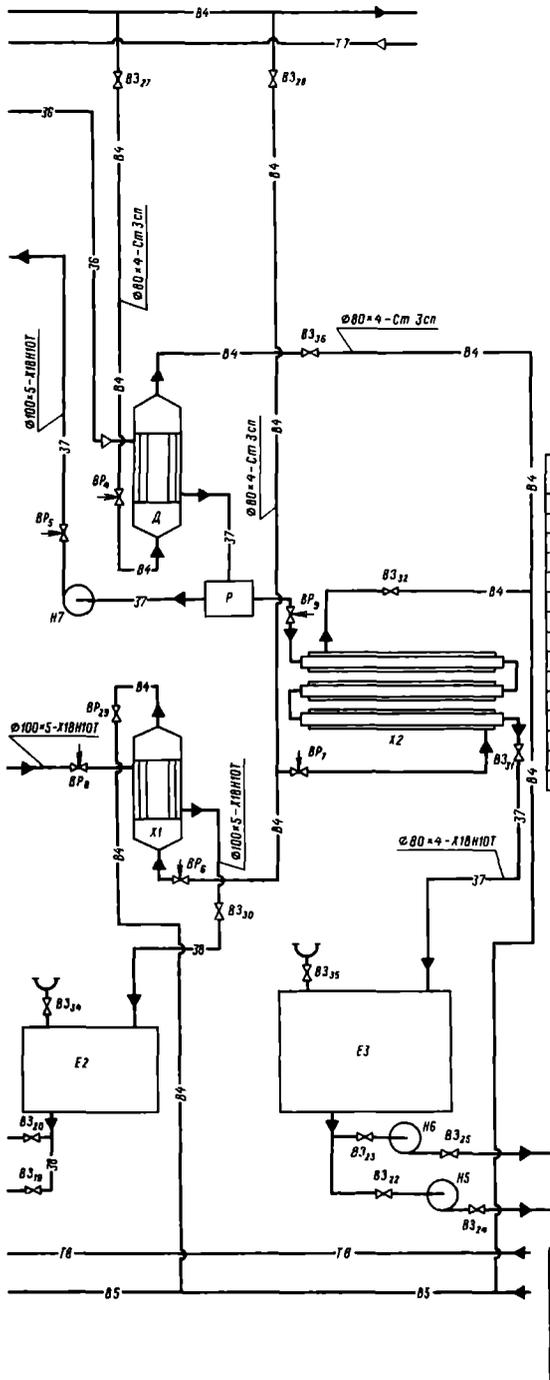
Условное обозначение	Наименование среды в трубопроводе
— ВЧ — ВЧ	Вода обратная (подана)
— Т7 — Т7	Пар
— Т8 — Т8	Конденсат
— С1 — С1	Исходная смесь
— К3 — К3	Канализация
— С2 — С2	Паро-жидкостная смесь
— D2 — D2	Пары дистиллята
— D1 — D1	Дистиллят
— К1 — К1	Кубовый остаток
— Б5 — Б5	Вода обратная

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
КР	Кольца реаквационная	1	
А	Дефлектор	1	
К	Котельный	1	
П	Подогреватель	1	
Х1-2	Холодильник	2	
Е1-2	Емкость	2	
Р	Распределитель	1	
Н1-4	Насос	4	
ВР1-9	Вентиль регулирующий	9	
ВЗ1-28	Вентиль запорный	28	
КО1-2	Конденсатотводчик	2	

00 00.00073			
Исполн.	Инж. А.С. Боровой	Установка реаквационная	Лист 1
Провер.	Инж. В.С. Боровой	Технологическая схема	Лист 1
Дизайн.	Инж. В.С. Боровой		
Констр.	Инж. В.С. Боровой		
Инст.	Инж. В.С. Боровой		

00.000.00.00.01

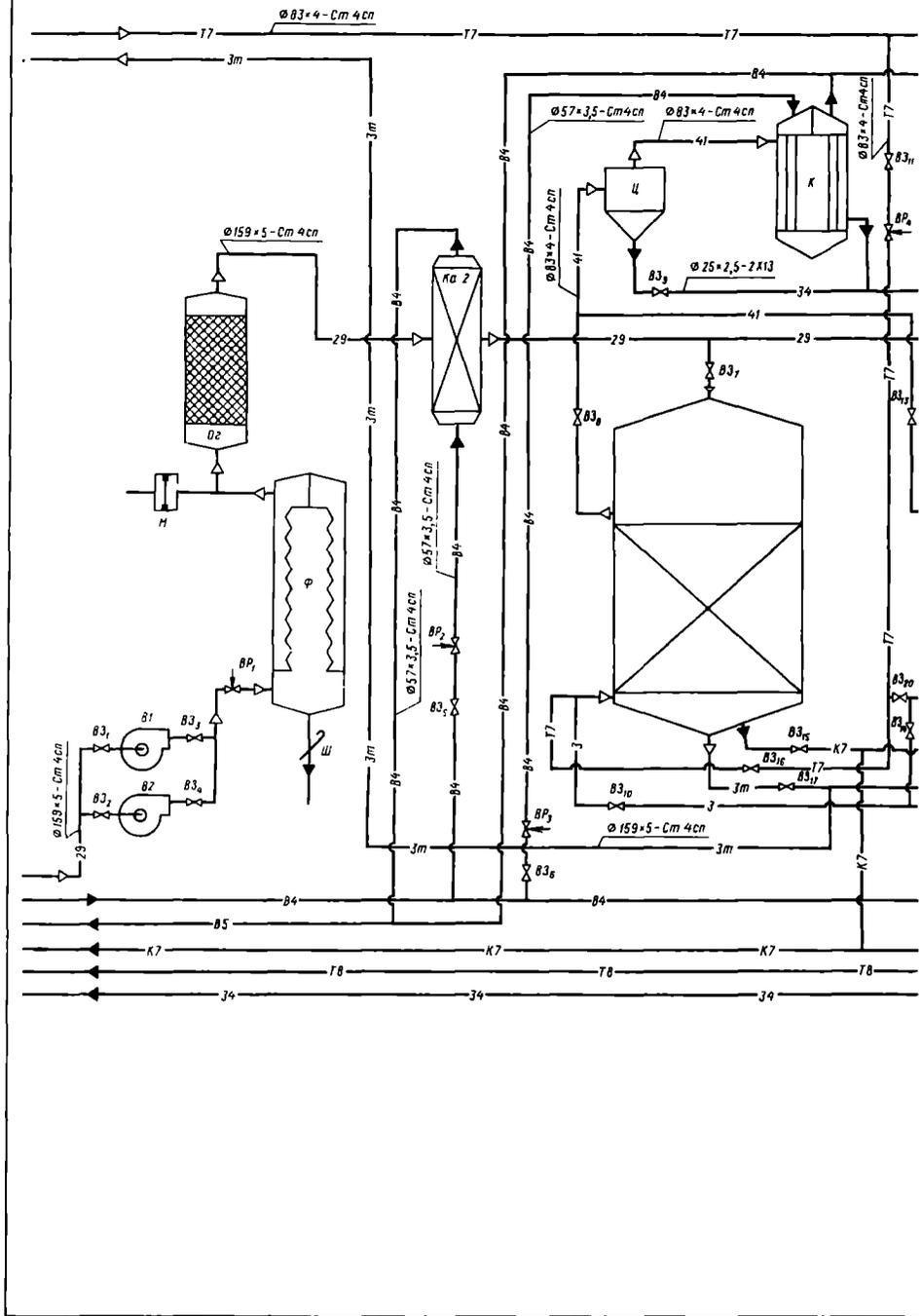


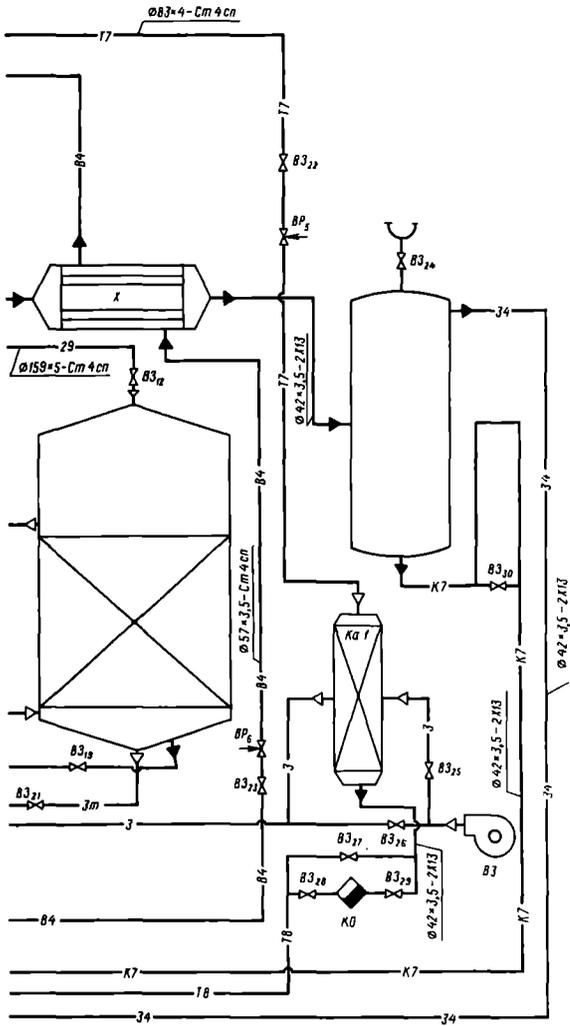


Условное обозначение	Графическое	Наименование среды в трубопроводе
Букв.		
—B4—	B4	вода обратная (подача)
—T7—	T7	пар
—T8—	T8	конденсат
—Z5—	Z5	исходная смесь
—Z5—	Z5	паражидкостная эмульсия
—B6—	B6	пары дистиллята
—B7—	B7	дистиллят
—B8—	B8	кубовый остаток
—Z9—	Z9	экстракт
—B5—	B5	вода обратная (возврат)

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
КР	Колонна ректификационная	1	
РДЭ	Роторно-бископый экстрактор	1	
Д	Дефлегматор	1	
К	Кипятильник	1	
П	Подогреватель	1	
X1-2	Колобильник	2	
Р	Распределитель	1	
Ф1-2	Фонарь	2	
E1-3	Емкость	3	
Н1-7	Насос	7	
К01-2	Конденсаторободчик	2	
B31-37	Вентиль запорный	37	
BP1-10	Вентиль регулирующий	10	

				00.00.000 Т3		
Установлено	И.И.И.	И.И.И.	И.И.И.	Установка экстракционная.		Лист
Проектировано				Технологическая схема.		Контракт
Проверено						
И.И.И.						
И.И.И.						
И.И.И.						

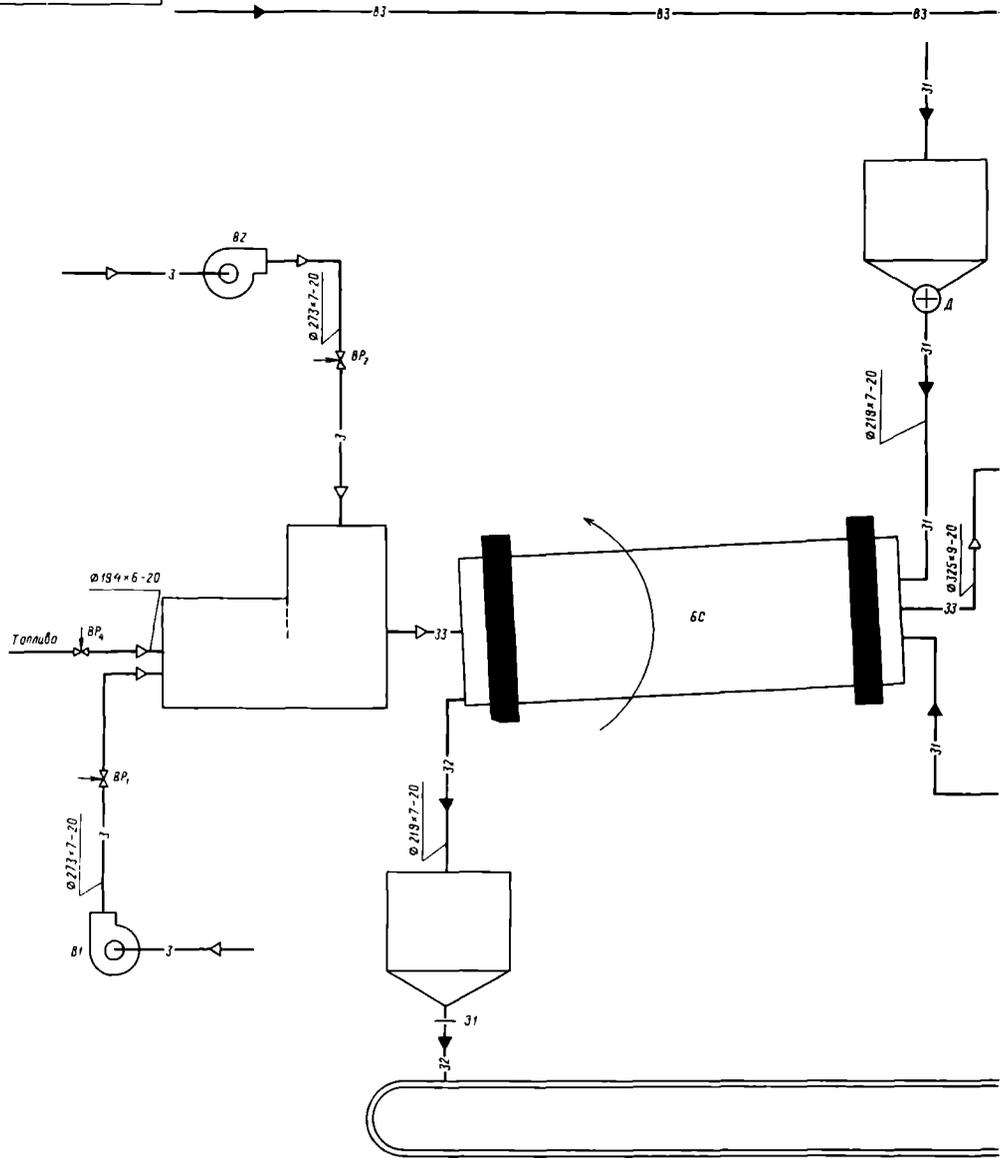


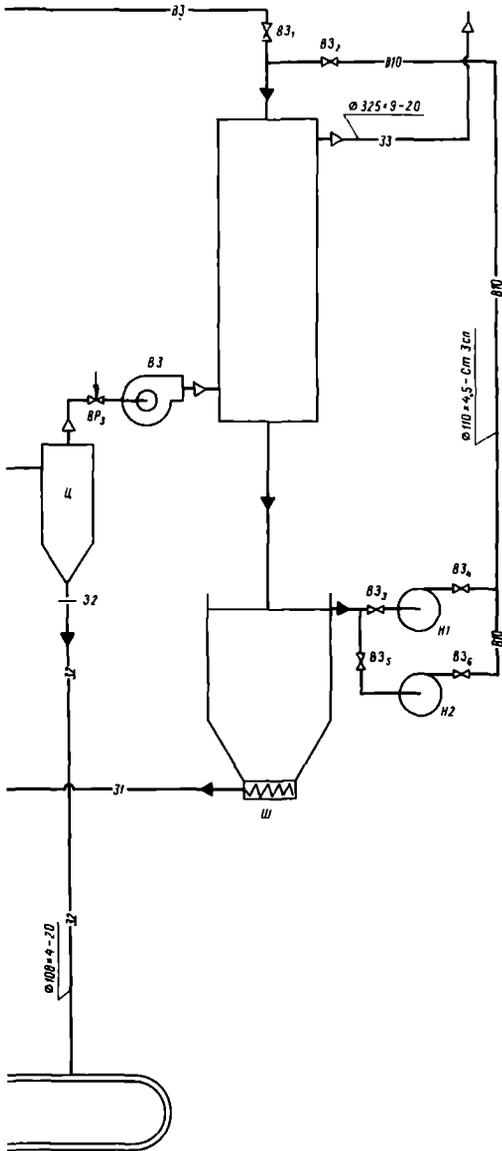


Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
Букв.	Графическое	
		Вода обратная (подача)
		Пар
		Воздух
		Воздух технологический
		Конденсат
		Паровоздушная смесь
		В аммонизацию
		Бутилацетат
		Вода обратная (возврат)
		Смесь паров воды и бутилацетата

Обозначение	наименование	кол.	Примечание
А1-2	Адсорбер	2	
Ф	Фильтр рудный	1	
Ог	Огенератор	1	
Ка 1	Калорифер	1	
Ка 2	холодильник	1	
К	Конденсатор	1	
Х	холодильник	1	
От	Отстойник	1	
Ц	Циклон	1	
М	Мембрана прорыва	1	
Ш	Шидер	1	
В1-3	вентилятор	3	
КО	Конденсатотводчик	1	
ВР1.6	вентиль регулирующий	6	
ВЗ1.30	вентиль запорный	30	

					00.00.000 Т3			
Исполн.	Число	Вид	Дата		Установка адсорбционная. Технологическая схема.	Лист	Масса	Итого
Разраб.								
Провер.								
Т. проект.						Лист	Листов	1
Упр.								
Н. проект.								
Упр.								

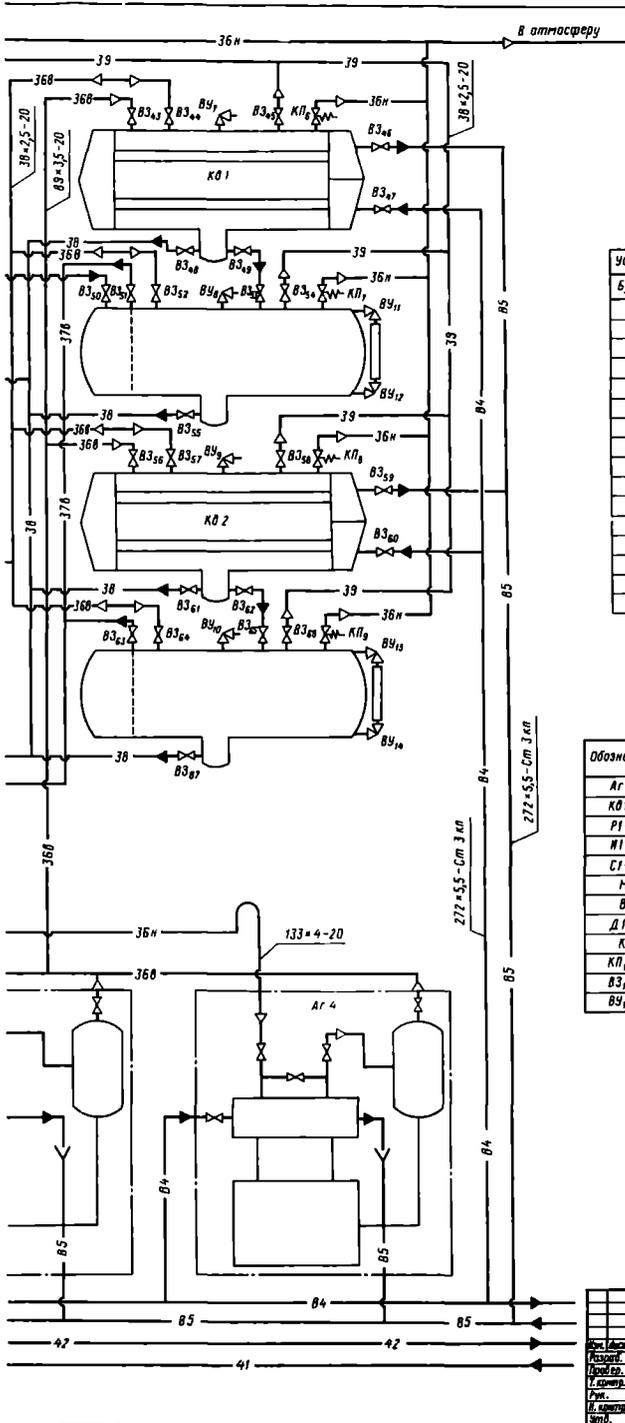




Условное обозначение	Графическое	Наименование среды в трубопроводе
ВЗ		Вода
З		Воздух
З1		Влажный материал
З2		Высушенный материал
З3		Теплые газы
В10		Вода циркуляционная

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
БС	Барaban сушильный	1	
Г	Толка	1	
СК	Смесительная камера	1	
Б1	Бункер влажного материала	1	
Б2	Бункер высушенного материала	1	
Ц	Циклон	1	
МП	Мокрый пылеуловитель	1	
Д	Дозатор	1	
О	Отстойник	1	
Ш	Шнек	1	
З1-2	Затвор	2	
ЛТ	Ленточный транспортер	1	
Н1-2	Насос	2	
В1-3	Вентилятор	3	
ВЗ1-6	Вентиль запорный	6	
ВР1-3	Вентиль регулирующий	3	

				00.00.000 ТЗ		
Исполн.	И.И.И.	Проф.	М.И.И.	Установил	И.И.И.	М.И.И.
Провер.				Технологическая схема.		
Рис.					Лист	Листов
И.И.И.						
М.И.И.						

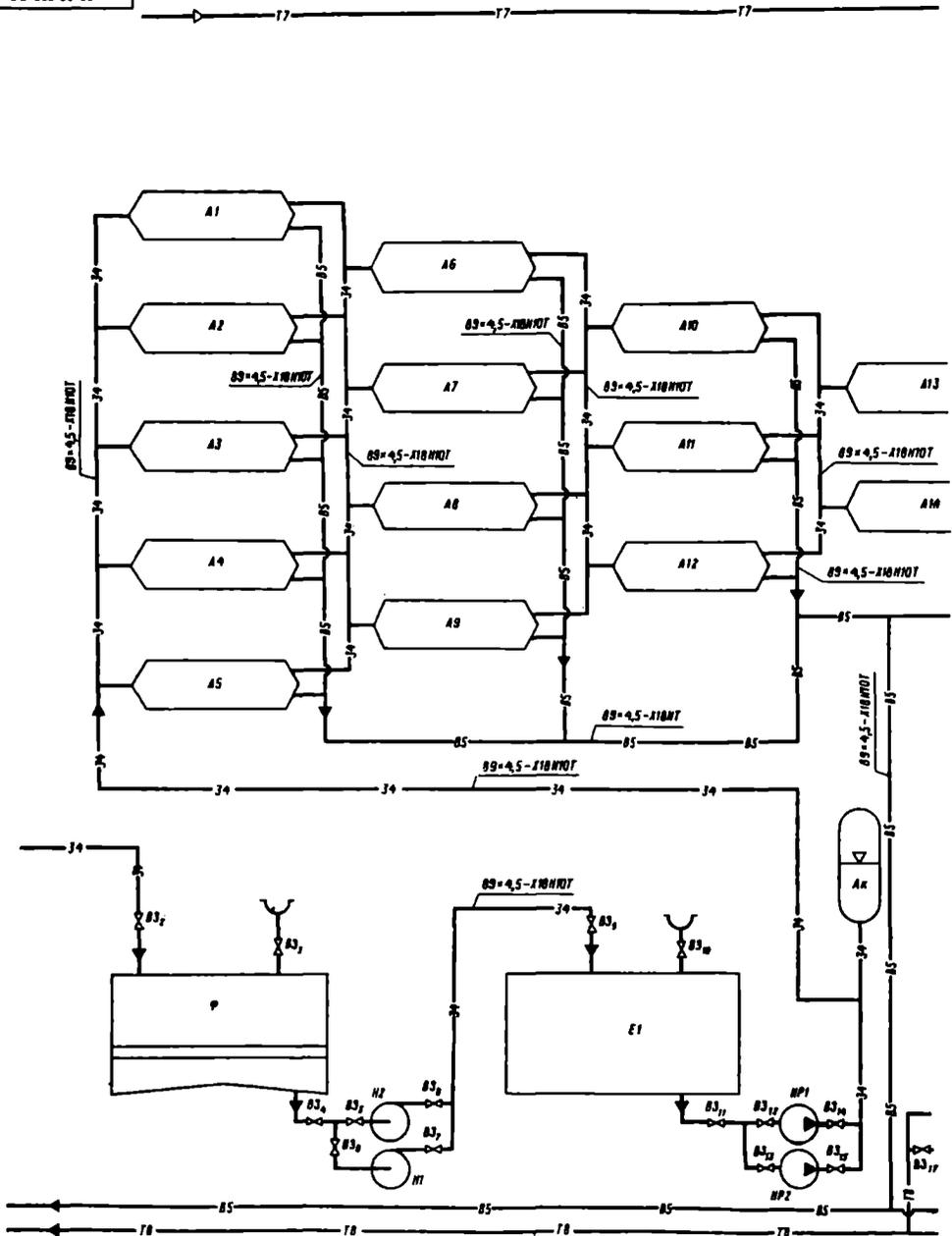


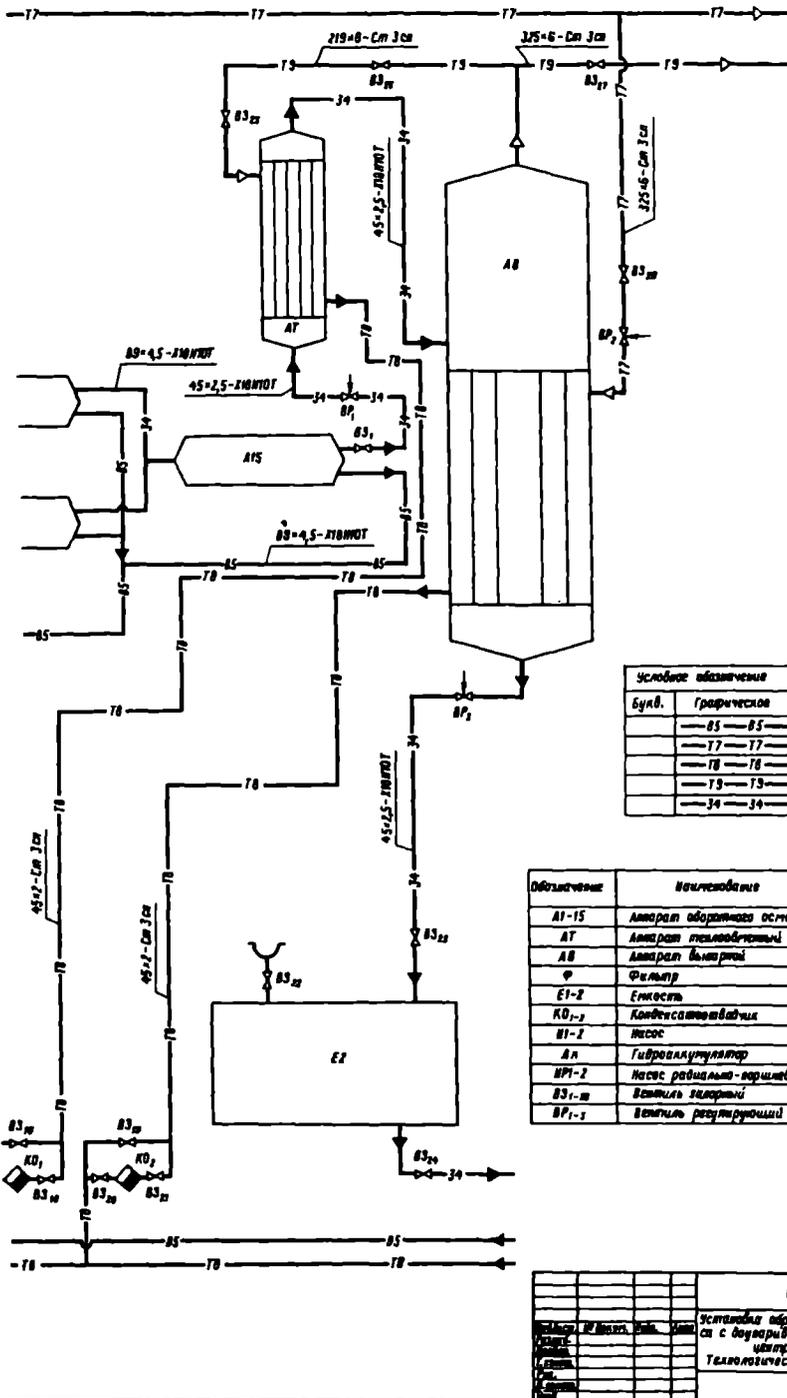
Условное обозначение	Графическое	Наименование среды в трубопроводе
— В4 —	В4	вода обратная (подача)
— 37B —	37B	Пары аммиака высокого давления
— 36H —	36H	Пары аммиака низкого давления
— 37B —	37B	Жидкий аммиак высокого давления
— 37H —	37H	Жидкий аммиак низкого давления
— 3B —	3B	Аммиак с маслом
— 3S —	3S	Аммиак с воздухом
— В5 —	В5	вода обратная (возврат)
— 41 —	41	Ладаноситель к технологическим аппаратам
— 42 —	42	Ладаноситель от технологических аппаратов

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
Аг 1-4	Агрегат компрессорный	4	
КВ 1-2	Конденсатор	2	
Р 1-3	Ресивер	3	
И 1-2	Испаритель	2	
С 1-2	Сепаратор	2	
М	Маслооборник	1	
В	Воздухоотделитель	1	
Д 1-2	Дроссель	2	
К	Коллектор	1	
КВ 1-9	Клапан предохранительный	9	
ВЗ 1-68	Вентиль запорный	68	
ВУ 1-16	Вентиль узловый	14	

00.00.000 ТЗ

№ п/п	И.п. Доклад.	Лист	Кол.	Установка холодильная аммиачная. Технологическая схема.	Лист	Масса	Кол.	Листов
1								
2								
3								
4								
5								
6								
7								
8								
9								
10								





Условные обозначения		Назначение трубопровода
Букв.	Графическое	
— 85 —	— 85 —	Обратная вода (всасывающая)
— 77 —	— 77 —	Воздух
— 78 —	— 78 —	Конденсат
— 79 —	— 79 —	Вторичный пар
— 34 —	— 34 —	Расширитель

Обозначение	Назначение	Кол.	Примечание
А1-15	Амортизатор обратного осмоса	15	
АТ	Амортизатор теплообменника	1	
АВ	Амортизатор вентиля	1	
Ф	Фильтр	1	
Е1-2	Емкость	2	
КО-2	Конденсатоприемник	2	
В1-2	Вентиль	2	
Ал	Гидроавтомат	1	
ВР1-2	Насос радиально-поршневой	2	
ВЗ-ш	Вентиль шаровый	72	
ВР-2	Вентиль регулируемый	3	

00.00.000 ТЗ

№	Имя	Дата	Подпись	Лист	Из всего
1	Исполнитель				
2	Проверенный				
3	Согласованный				
4	Утвержденный				

Установки обратного осмоса с двумя ступенями для очистки ТЕРМОТЕХНИЧЕСКАЯ СЛОВА

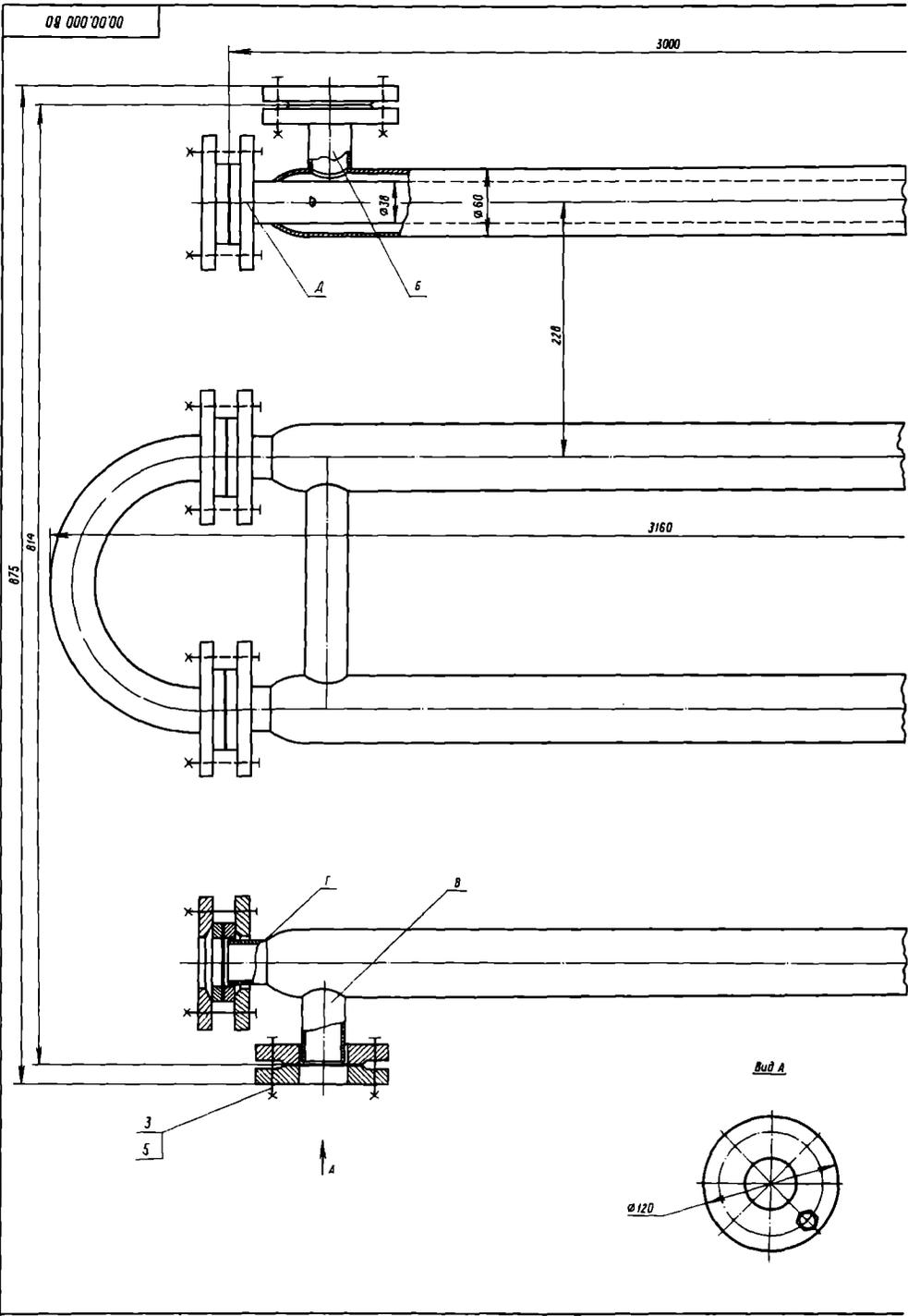


Таблица штуцеров

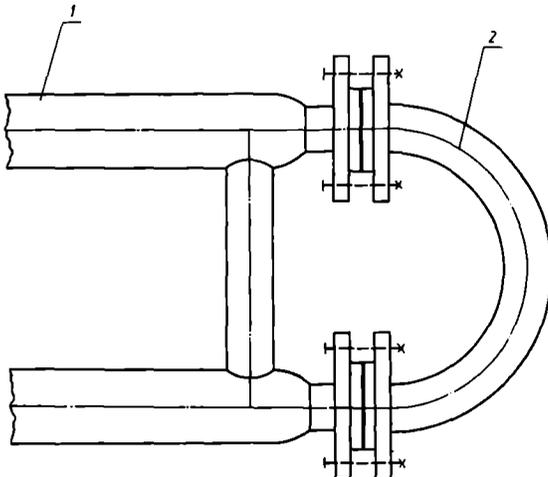
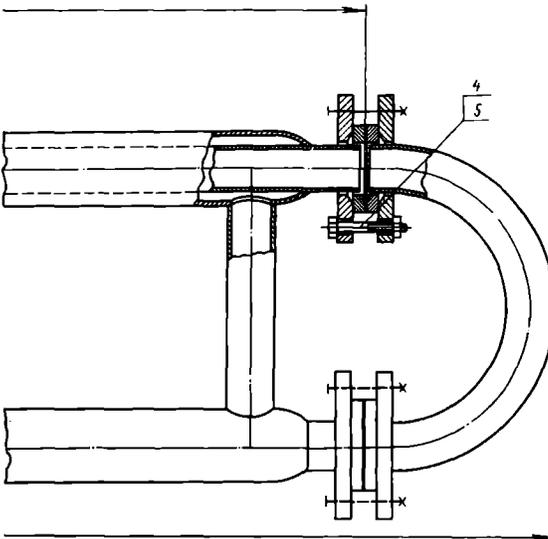
Обозначение	Наименование	Ид.	Условный диаметр $D_{\text{н}}$, мм	Давление условное $P_{\text{н}}$, МПа
Б	Вход воды	1	32	0,6
В	Выход воды	1	32	0,6
Г	Вход бензола	1	32	0,6
Д	Выход бензола	1	32	0,6

Техническая характеристика

Показатели	Трубное пространство	Межтрубное пространство
	наименование	Бензол
Токсичность	Токсична	Нетоксична
Взрывоопасность	Взрывоопасна	Невзрывоопасна
Агрессивность	Агрессивна	Неагрессивна
Температура, °С	80,2 (на входе)	45 (на выходе)
Рабочее давление, МПа	0,2	0,6
Емкость аппарата, м ³	0,009	0,02
Поверхность теплообмена, м ²	1,4	

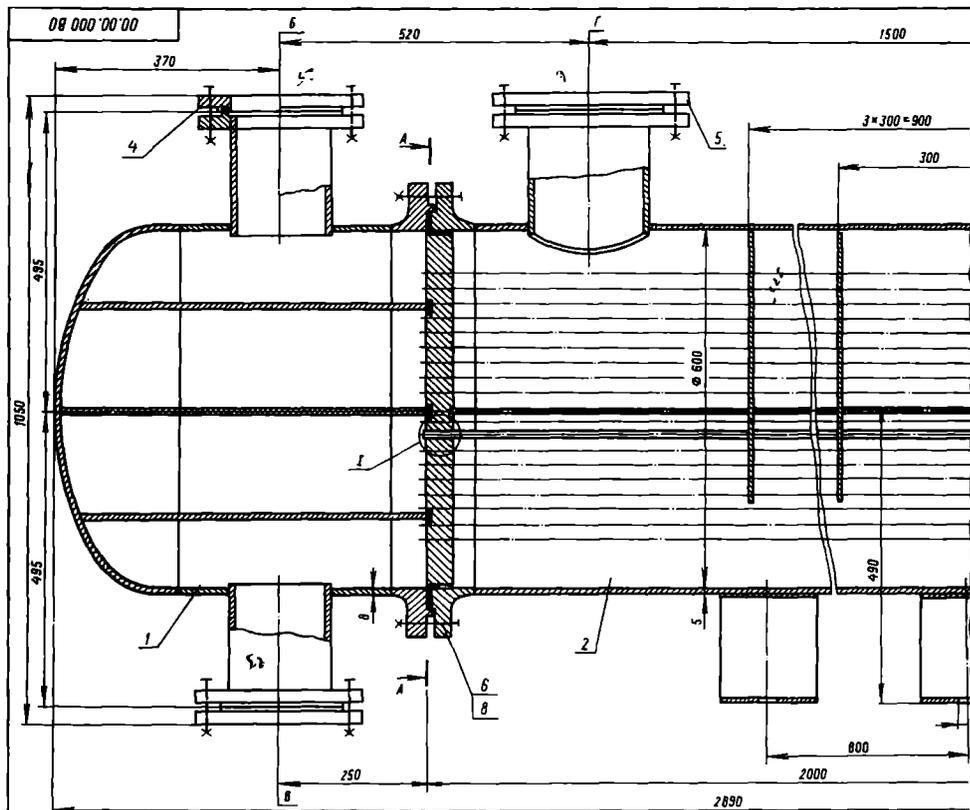
Технические требования

- Аппарат подлежит действию правил Госгортехнадзора СССР.
- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12.2003-74 „Оборудование производственное. Общие требования безопасности“;
 - ОСТ 26-231-79 „Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования.“
- Материал деталей аппарата, соприкасающихся с бензолом, — сталь Х18Н9Т ГОСТ 5632-72, остальных — ст 3 ГОСТ 380-71. Материал прокладок — паронит ПОН-1 ГОСТ 481-80.
- Аппарат испытывать на прочность и плотность гидравлически под давлением:
 - межтрубное пространство — 0,9 МПа;
 - трубное пространство — 0,3 МПа.
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-77 „Сварка в химическом машиностроении.“
- Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографически.
- Размеры для справок.
- Чертеж разработан на основании ОСТ 26-02-2036-80.



Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименование материала	Примечание
1		Коллектор	1			
2		Колено	3			
		Болты ГОСТ 7798-70				
3		М10×30.46.05	8		Сталь 20	
4		М10×50.46.05	32		Сталь 20	
5		Гайка М10.5.05	40		Сталь 10	
		ГОСТ 5915-70				

				00.00.000 80			
Исполн.	Провер.	Инж.	Мех.	Теплообменник „труда в труде“ Чертеж общего вида.		Лист	Масштаб
Дата	Дата	Дата	Дата			1:2	
И.о.пр.	И.о.пр.	И.о.пр.	И.о.пр.	Лист	Листов	1	



A-A

Схема расположения штуцеров и опор

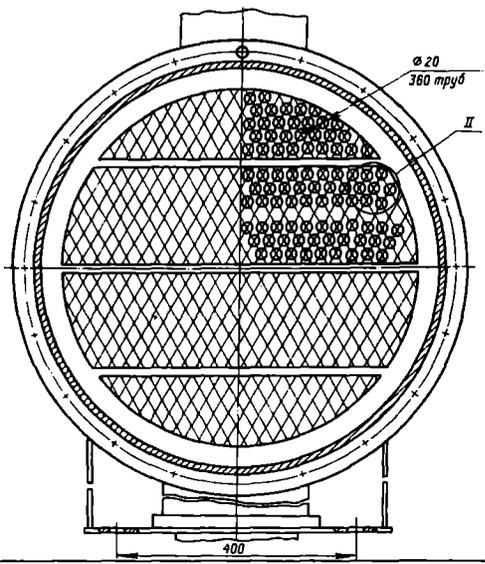
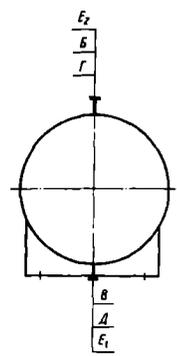


Таблица штуцеров

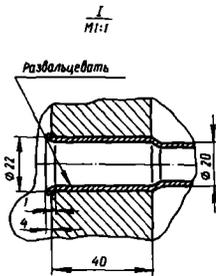
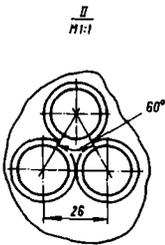
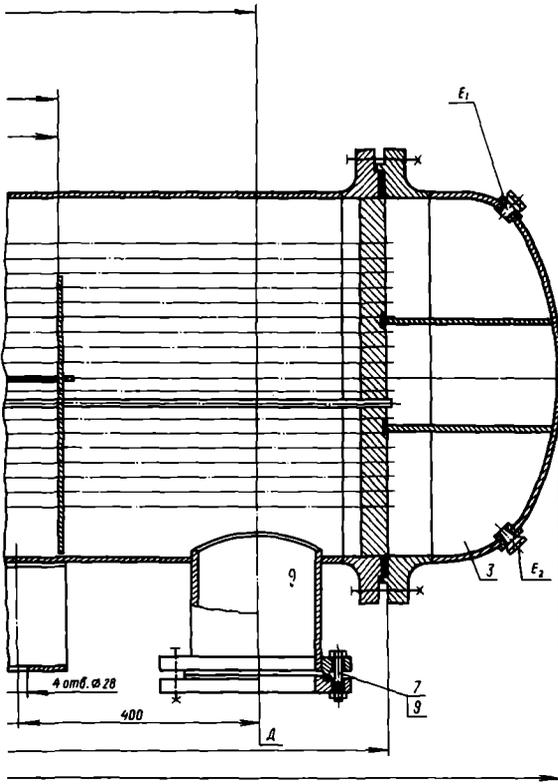
Матр.	Наименование	Кол.	Услов. давление, МПа	Услов. температура, МПа
Б	Вход воды	1	150	1,0
В	Выход воды	1	150	1,0
Г	Вход паров бензола	1	200	1,0
Д	Выход бензола	1	200	1,0
Е ₁₋₂	Соединение с атмосферой	2	Проб. 1/2"	1,0

Техническая характеристика

Показатели	Трубное пространство	Мат.трубное пространство
	Наименование	вода
Токсичность	Нетоксична	Токсична
Взрывоопасность	Невзрывоопасна	Взрывоопасна
Агрессивность	Неагрессивна	Агрессивна
Температура, °С	45 (на выходе)	80,2
Рабочее давление, МПа	0,6	0,2
Емкость, м ³	0,7	0,8
Поверхность теплообмена, м ²	4,3	

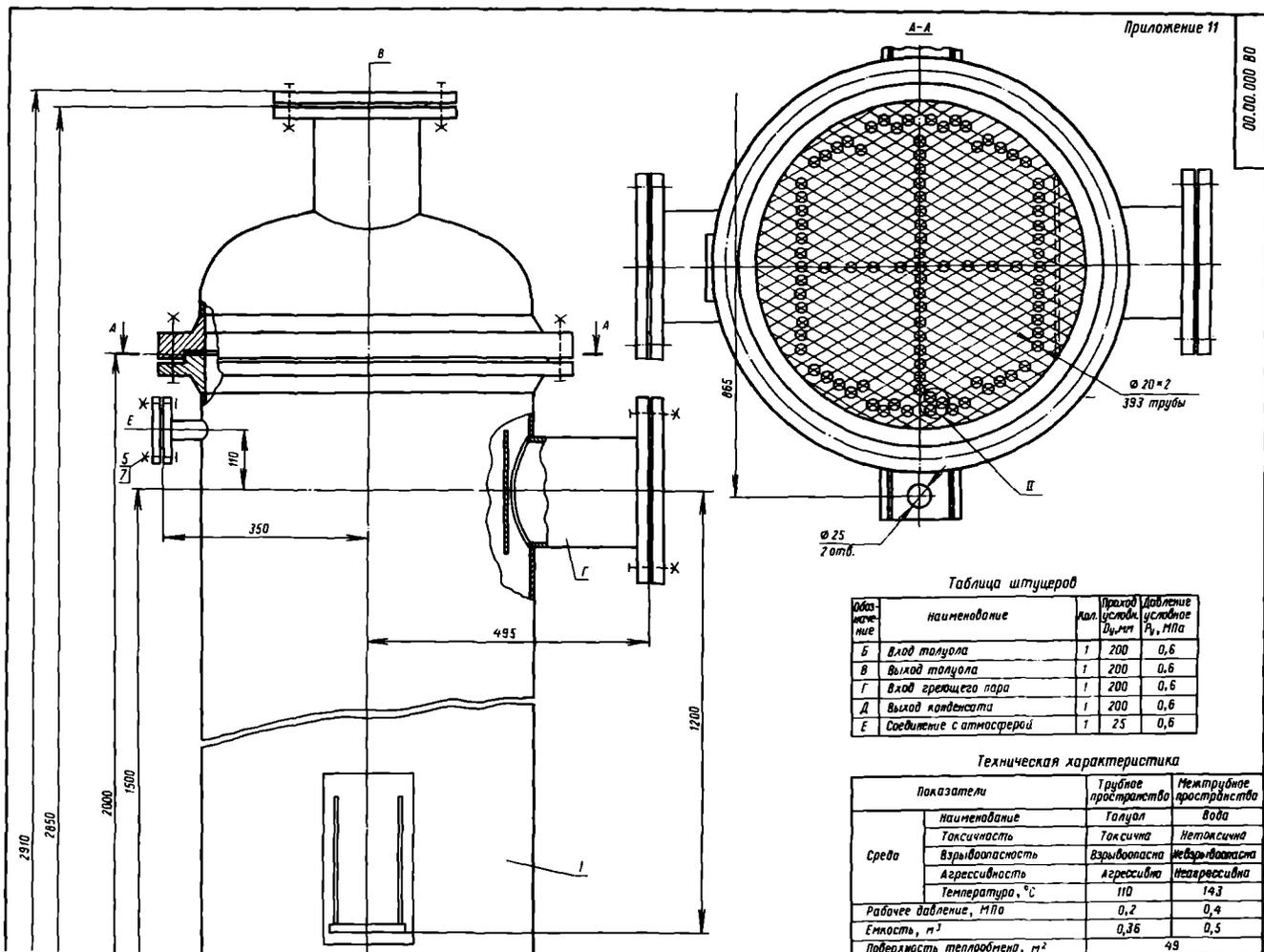
Технические требования

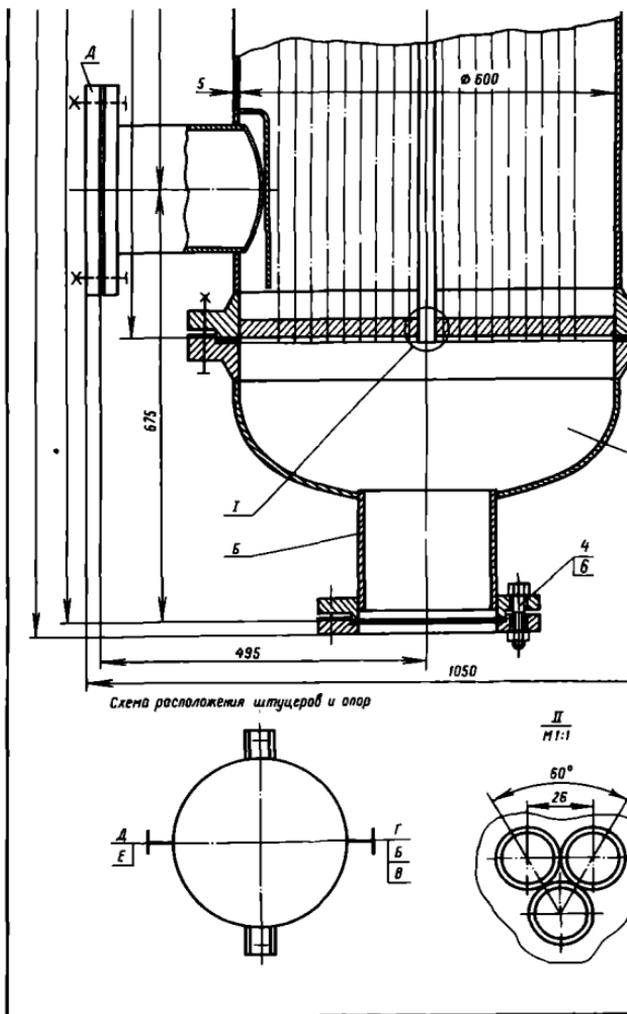
- Аппарат подлежит действию правил Госгортехнадзора СССР.
- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 14.2.003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - ОСТ 26-281-79 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования»;
- Материал деталей аппарата, соприкасающихся с бензолом, — сталь Х18Н10Т ГОСТ 5632-72, остальные — ст 3 ГОСТ 380-71. Материал прокладок — паронит ПОН-1 ГОСТ 481-80.
- Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением:
 - Мат.трубное пространство — 0,3 МПа;
 - Трубное пространство — 0,9 МПа.
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-77 «Сварка в химическом машиностроении».
- Сварные швы должны 100% контролировать рентгенопросвечиванием.
- Размеры для справок.
- Чертеж разработан на основании ГОСТ 15122-79.



Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименование и марка материала	Примечание
1		Распределительная камера	1			
2		Граничная камера	1			
3		Крышка	1			
4		Фланец	2		Сталь Ст 3 D _н = 150	
5		Фланец	2		Х18Н10Т D _н = 200	
		Болты ГОСТ 7798-70				
6		M 27 * 65.46.05	40		Сталь 20	
7		M 20 * 45.46.05	32		Сталь 20	
		Гайки ГОСТ 5915-70				
8		M 27. 5. 05	40		Сталь 10	
9		M 20. 5. 05	32		Сталь 10	

				00.00.000 80		
Исполн.	Провер.	Инж.	Техн.	Конденсатор	Мат.	Масса
				чертеж общего		
				вида	Лист	Листов 1
Рис.						
Н. контрол.						
Этп.						

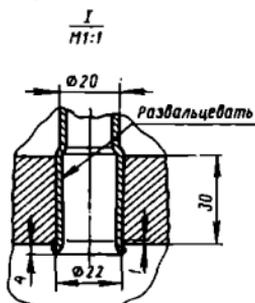
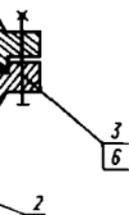




Технические требования

Аппарат подлежит действию „Правил Госгортехнадзора СССР.“ При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:

- а) ГОСТ 12, 2.003-74 „Оборудование производственной. Общие требования безопасности“;
 - б) ГОСТ 26-291-79 „Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования.“
3. Материал деталей аппарата, соприкасающихся с агрессивной средой, — сталь Х18Н10Г ГОСТ 5632-72, остальных — Ст 3 ГОСТ 380-71.
 4. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в вертикальном положении под давлением:
 - а) межтрубное пространство — 0,6 МПа;
 - б) трубное пространство — 0,3 МПа.
 5. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-82-77 „Сварка в химическом машиностроении.“
 6. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографически.
 7. Прокладки из паронита ПОН-1 ГОСТ 481-80.
 8. Размеры для справок.
 9. Чертеж разработан на основании ГОСТ 15122-79.



Лоз.	Обозначение	Наименование	кол.	Масса шт.	Наименование и марка ма- териала	Приме- чание
1		Греющая камера	1			
2		Крышка	2			
		Болты ГОСТ 7798-70				
3		M 20*95.46.05	64		Сталь 20	
4		M 20*50.46.05	32		Сталь 20	
5		M 12*30.46.05	4		Сталь 20	
		Гайки ГОСТ 5915-70				
6		M 20. 5. 05	96		Сталь 10	
7		M 12. 5. 05	4		Сталь 10	

						00.00.000 В0		
Вып. лист	Изм.	Исполн.	Изд.	Дата	Кипятильник, чертеж общего вида.	Лист	Масса	Масштаб
Разработ.	Провер.	Удобр.				Лист	Листов 1	1:4
Рис.								
Н. контро.								
Упр.								

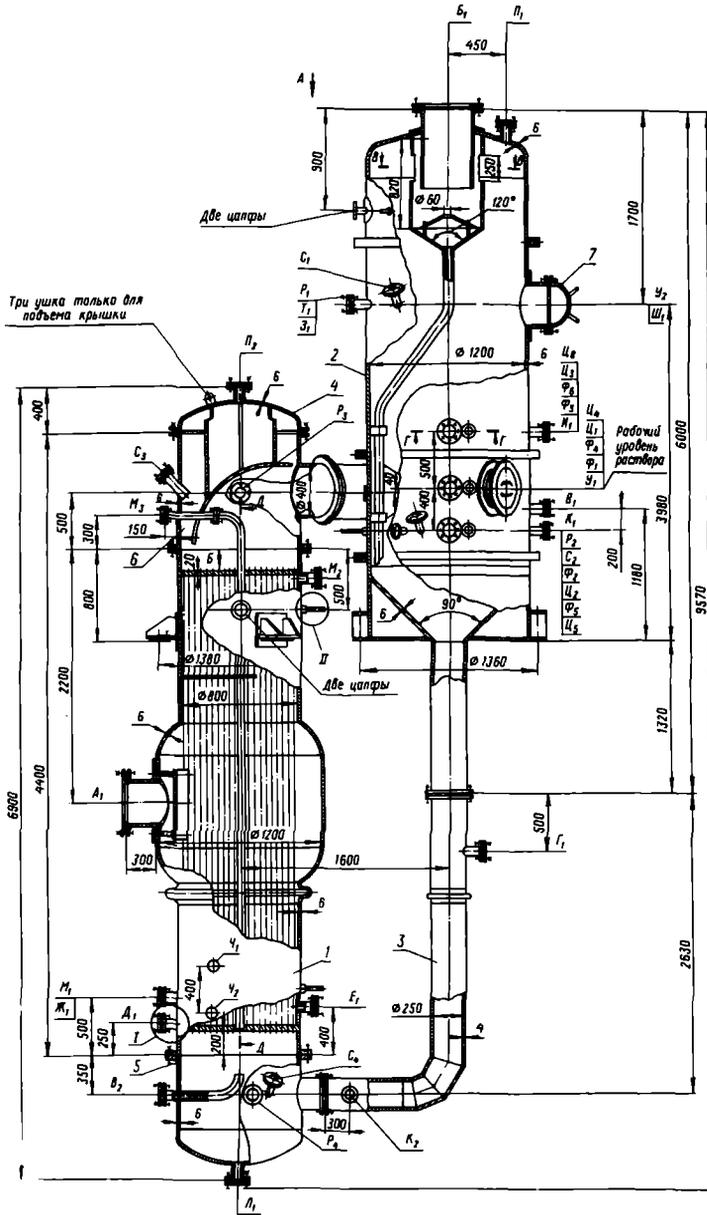


Таблица штурцов

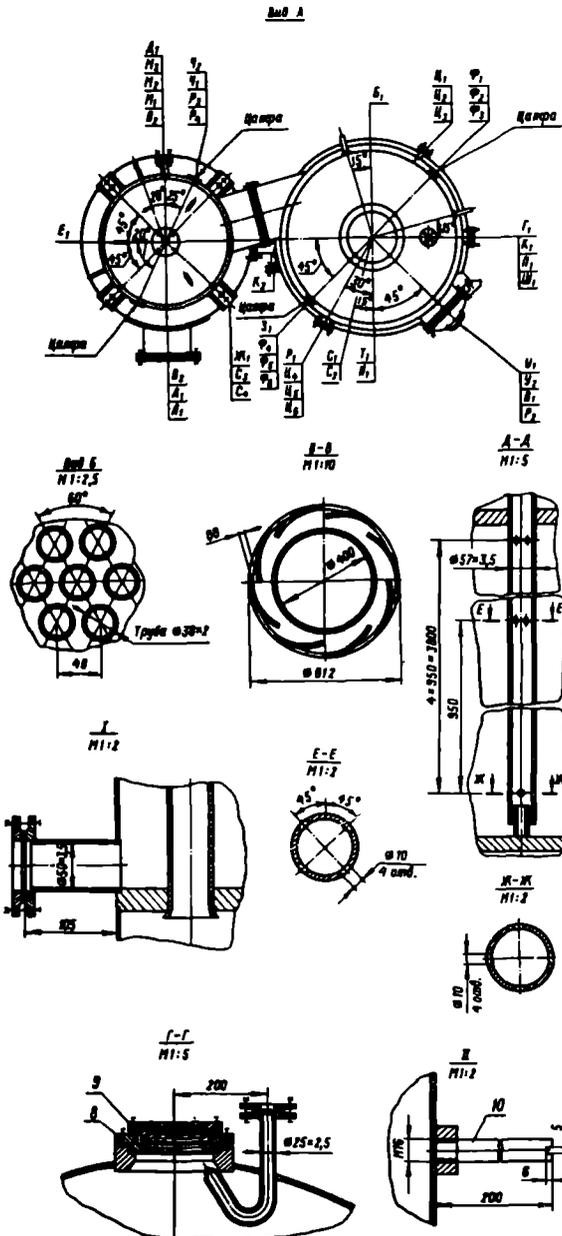
Обозначение	Назначение	Кол.	Материал (условие для ст.
А ₁	Вал двигателя пара	1	400
Б ₁	Валы вращательного пара	1	500
В ₁₋₂	Валы редуктора	2	65
Г ₁	Валы редуктора	1	65
А ₂	Валы конденсата	1	50
Е ₁	Технологический	1	50
Ж ₁	Для арматуры	1	40
З ₁	Для арматуры	1	50
И ₁	Технологический	1	65
К ₁₋₂	Полбор вала	2	40
Л ₁	Сальник	1	50
М ₁₋₂	Соединения с вращением	3	50
В ₁₋₂	Соединения с вращением	2	32
Р ₁₋₂	Для термометра сопротивления	4	25
С ₁₋₂	Для термометра ртутного	4	25
Т ₁	Для манометра или манометростера	1	25
У ₁₋₂	Мат.	2	500
Ф ₁₋₂	Очки сварочные	6	150
Ц ₁₋₂	Арматура сварочного тока	6	20
Ч ₁₋₂	Для указателя уровня	2	20
Ш ₁	Для выработки давления	1	40

Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для уваривания раствора NaOH от начальной концентрации 1% масс. %.
2. Объем начальной аппаратуры 3,57 м³, межтрубного пространства 1 м³.
3. Производительность по испарению раствора 2,8 кг/с.
4. Производительность по конденсату 80 м³.
5. Максимальное давление в аппарате от 0,52 до 0,825 МПа, в межтрубном пространстве от 0,8 до 0,9 МПа.
6. Максимальная температура в трубах аппарата 125°С, в межтрубном пространстве 150°С.
7. Среды в аппарате и трубах аппарата - водный раствор NaOH, в межтрубном пространстве - насыщенный водный пар и его конденсат.

Технические требования

1. При изготовлении аппарата руководствоваться ОСТ 26-01-112-79, ГОСТ 12.2.003-74.
2. Корпус аппарата и детали, сваривающиеся с увариваемым раствором, и изготовить из стали 118Н10Т ГОСТ 5032-72, остальные детали - из стали Ст 3сп. ГОСТ 380-71. Арматура из стали ПОН-1 ГОСТ 481-80.
3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в соответствующем положении под давлением 0,8 МПа.
4. Аппарат подлежит приемке согласно правилам Госгортехнадзора СССР.
5. Соединения контрольного назначения расследоваться в объеме 100% по ОСТ 26-231-71. Сварные соединения подлежат обязательной проверке по ГОСТ 5032-74.
6. Не указывать вылет штурцов 120 мм.
7. Действительные размеры штурцов, мая, цапф, стоек указывать как на виде А.
8. Размеры для сварки.

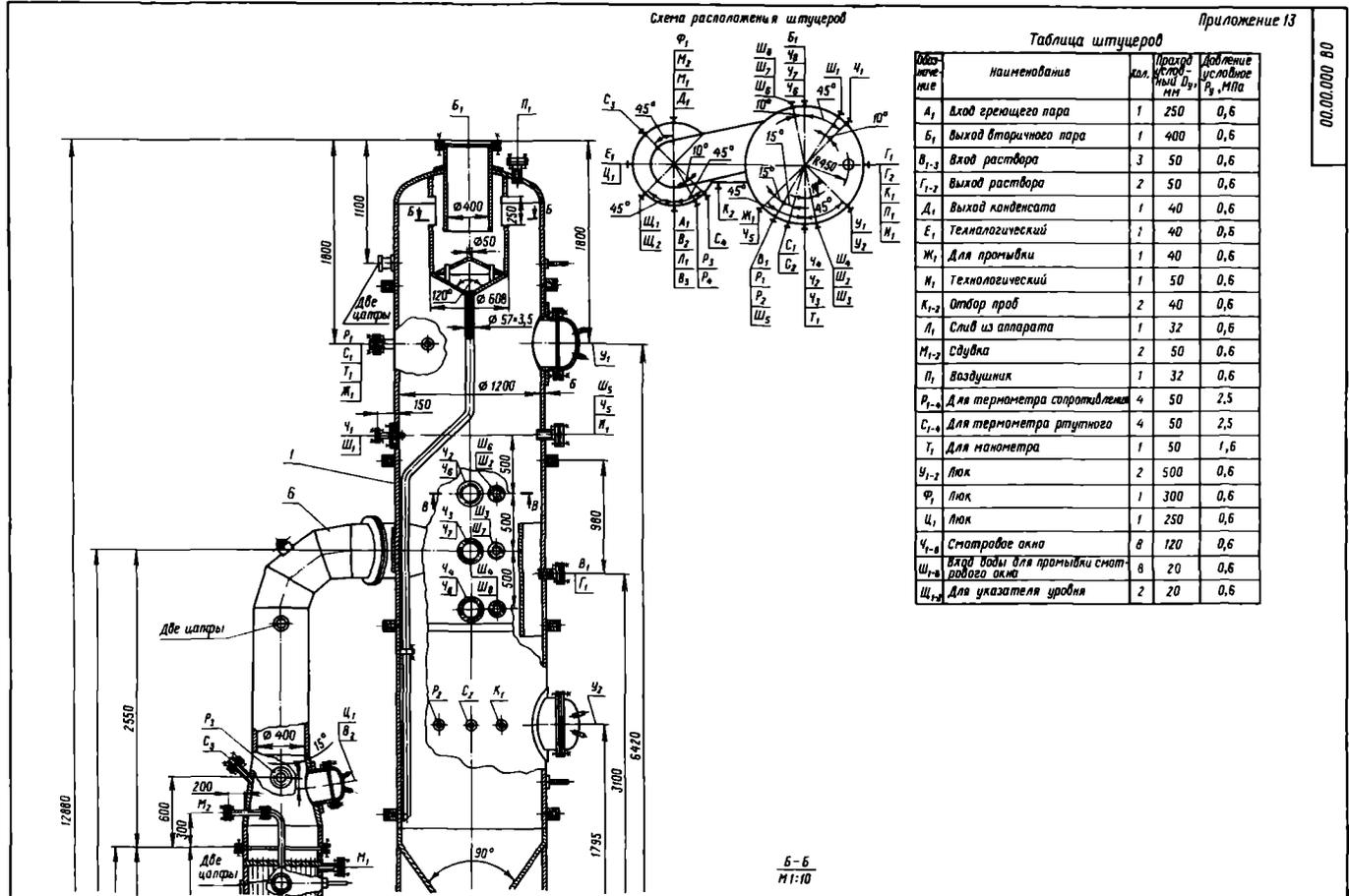


№	Обозначение	Назначение	Кол.	Материал (условие для ст.)	Примечание
1		Корпус вращательного пара	1		
2		Сварочный ток	1		
3		Труба для конденсата	1		
4		Крышка вращательного пара	1		
5		Деталь	1		
6		Подставка	1		
7		Крышка мая	2		
8		Корпус	6	118Н10Т	
9		Фланец	6	Сталь Ст 3	
10		Штурц	2	Сталь Ст 3	

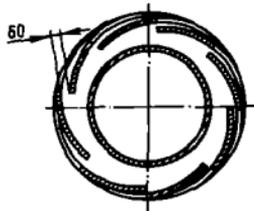
00.00.000 80

Аппарат выработан с учетом
внесенных изменений и
использованной арматуры и
конструктивных изменений
Чертежи общего вида.

1:20



08.000.00.00



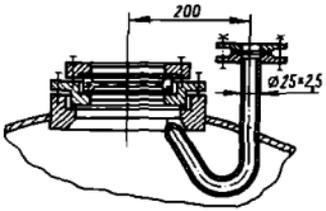
Техническая характеристика

- аппарат предназначен для упаривания раствора KNO_3 начальной концентрацией 3% масс.
1. Номинальный объем аппарата 22,5 м³, межтрубного пространства - 8,25 м³.
 2. Производительность по исходному раствору 1,4 кг/с.
 3. Поверхность теплообмена 50 м².
 4. Абсолютное давление в аппарате от 0,5 до 0,02 МПа, в межтрубном пространстве от 0,6 до 0,1 МПа.
 5. Максимальная температура в трубном пространстве до 140°C, в межтрубном пространстве до 158°C.
 6. Среда в аппарате и трубном пространстве коррозионная, токсичная.

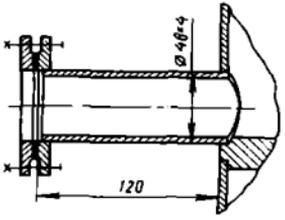
Технические требования

1. Аппарат подлежит действию „Правил Госгортехнадзора СССР“.
2. При изготовлении аппарата руководствоваться ОСТ 26-01-112-79, ГОСТ 12.2.003-74.
3. Корпус аппарата и соприкасающиеся с упариваемым раствором детали изготовить из стали 1Х18Н10Т ГОСТ 5632-72, остальное - из стали Ст 3 сп ГОСТ 380-71.
4. Аппарат испытывать в горизонтальном положении на прочность и плотность пробным гидравлическим давлением 0,9 МПа.
5. Сварные соединения контролировать рентгенопросвечиванием в объеме 100% по ОСТ 26-291-79. Сварные соединения нержавеющей стали контролировать на стойкость против межкристаллитной коррозии по ГОСТ 6032-75.
6. Вкладыши из паронита ПОН-1 ГОСТ 981-69.
7. Не указываемый вылет штуцеров - 120 мм.
8. Действительное расположение штуцеров, люков, смотровых окон см. на схеме.
9. Размеры для справок.

в-в повернуто
М1:5



Г
М 1:2



№пз	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименова- ние и марка материала	Приме- чание
1		Сепаратор	1			
2		Камера греющая	1			
3		Труба циркуляционная	1			
4		Крышка	1			
5		Колено	1			
6		Колено	1			
7						
8		Фланец	1		1Х18Н10Т	
9		Фланец	1		1Х18Н10Т	
10		Фланец	1		1Х18Н10Т	

				00.00.000 80				
Исполн.	№ докум.	Дата	Лист	Аппарат выпарной с естественной циркуляцией, бесшестенной греющей камерой и зольной камерой.		Лит.	Масса	Масштаб
Разработ.				Чертеж общего вида.				1:20
Утверд.						Лист	Листов	1

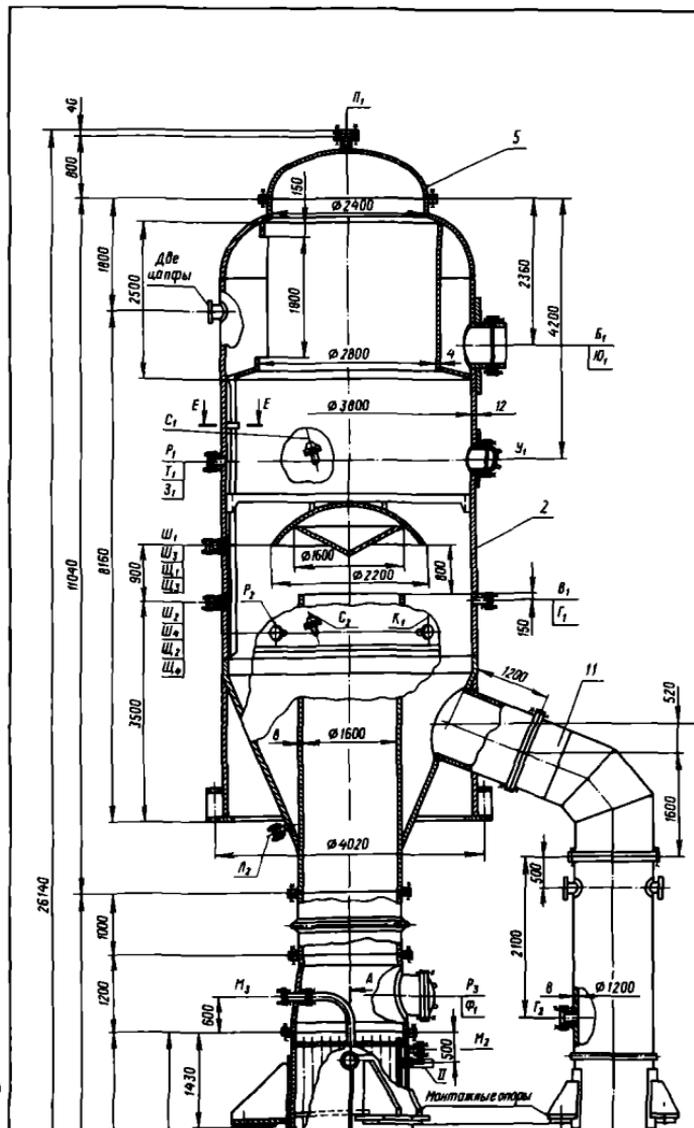
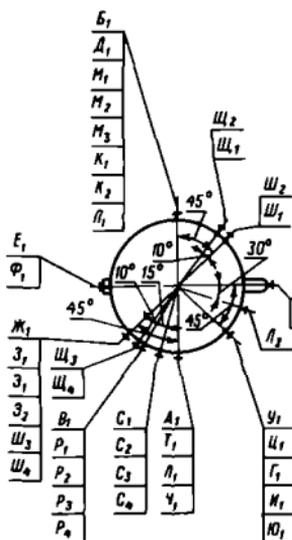


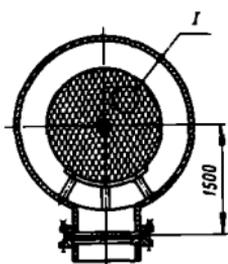
Таблица штуцеров

00.00.000.00

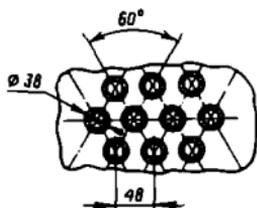


Обозначение	Наименование	кол.	Прокладочный диаметр, мм	Давление условное, МПа
A ₁	Вход греющего пара	1	800	0,6
B ₁	Выход вторичного пара	1	1200	0,6
B ₁₋₂	Вход раствора	2	150	0,6
Г ₁₋₂	Выход раствора	2	150	0,6
Д ₁	Выход конденсата	1	125	0,6
Е ₁	Технологический	1	125	0,6
Ж ₁	Для промывки	1	80	0,6
З ₁	Для промывки	1	100	0,6
И ₁	Технологический	1	125	0,6
К ₁₋₂	Отбор проб	2	40	0,6
Л ₁₋₂	Слив	2	100	0,6
М ₁₋₃	Сдувка	3	65	0,6
П ₁	Воздушник	1	50	0,6
Р ₁₋₀	Для термометра сопротивления	4	50	2,5
С ₁₋₀	Для ртутного термометра	4	50	2,5
Т ₁	Для манометра	1	50	1,6
У ₁	Люк	1	500	0,6
Ф ₁	Люк	1	500	0,6
Ц ₁	Люк	1	500	0,6
Ч ₁	Люк	1	500	0,6
Ш ₁₋₀	Смотровое окно	4	125	0,6
Ш ₁₋₀	Для промывки	4	20	0,6
Э ₁₋₂	Для указателя уровня	2	20	0,6
Ю ₁	Для выравнивания давления	1	100	0,6

В-В



I
M1:4

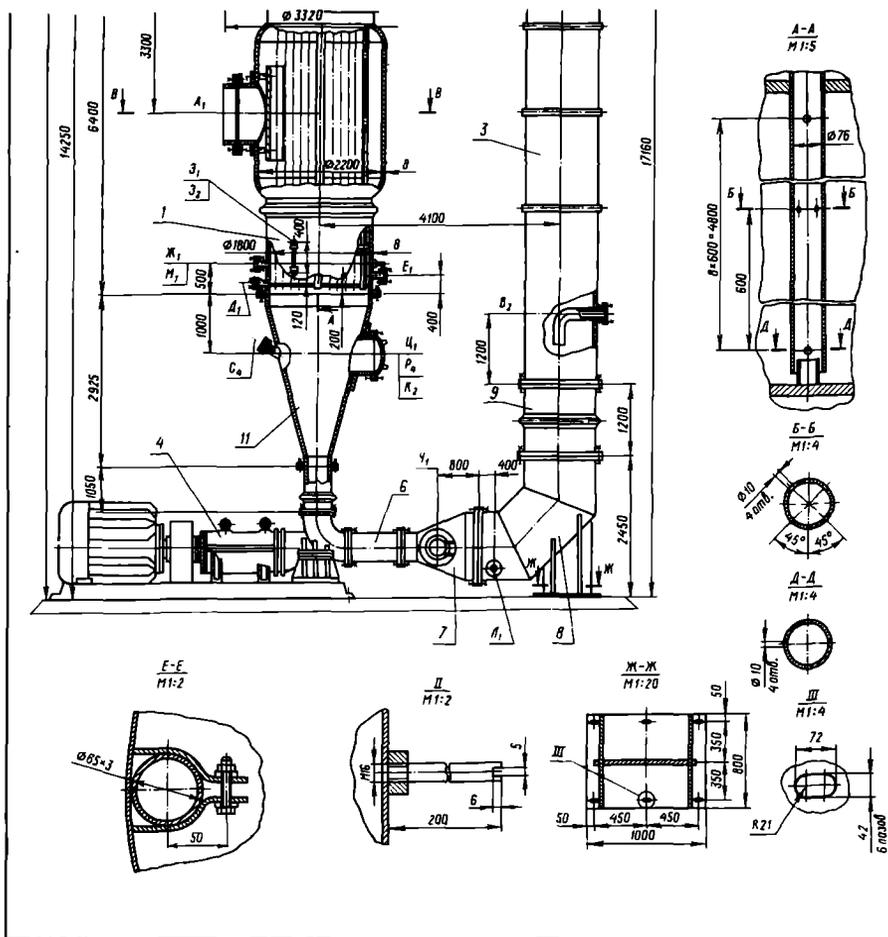


Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для упаривания раствора LiCl начальной концентрации 12% масс.
2. Объем аппарата (номинальный) 22,1 м³, межтрубного пространства 4,1 м³.
3. Производительность 17,5 кг/с (по исходному раствору).
4. Поверхность теплообмена 630 м².
5. Абсолютное давление в аппарате от 0,5 до 0,03 МПа, в межтрубном пространстве от 0,6 до 0,1 МПа.
6. Максимальная температура в трубном пространстве до 140°С, в межтрубном пространстве до 158°С.
7. Среда в аппарате и трубном пространстве коррозионная, токсичная.

Технические требования

1. При изготовлении аппарата руководствоваться ОСТ 26-01-112-79 ГОСТ 12.2.003-74.
2. Корпус аппарата и соприкасающиеся с коррозионной средой детали изготавливать из стали 12Х1ВН10Т ГОСТ 15632-72, остальное — из стали Ст 3 ГОСТ 380-71.
3. Аппарат испытать на прочность и плотность в горизонтальном положении пробным гидравлическим давлением 0,9 МПа.
4. Аппарат подлежит приемке согласно правилам Госгортехнадзора СССР.
5. Сварные соединения контролировать рентгенопросвечиванием в объеме 100% по ОСТ 26-291-79. Сварные соединения нержавеющей стали контролировать на стойкость против межкристаллитной коррозии по ГОСТ 6032-84.
6. Прокладки по ГОСТ 15180-86 и ОСТ 26-430-72.
7. Не указанный вылет штуцеров — 120 мм.
8. Действительное расположение штуцеров см. на схеме.
9. Размеры для справок.



Лит.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса Т/шт.	Наименова- ние и марка материала	Приме- чание
1		Камера греющая	1			
2		Сепаратор	1			
3		Труба циркуляци- онная	1			
4		Насос	1			
5		Крышка сепариаци- онной камеры	1			
6		Вставка	1			
7		Переходник конусный	1			
8		Переходник угловой	1			
9		Царга компенсааци- онная	1			
10		Переходник угловой	1			
11		Днище	1			

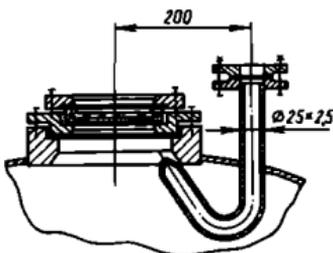
				00.00.000 80			
Исполн.	Инж. В. С. Давыдов	Провер.	Инж. М. С. Давыдов	Лист	Масса	Масштаб	
Разработ.		Деталь				1:40	
Тех. условия		Чертеж					
Рек.		Лист					
Этп.		Лист					

Таблица штуцеров

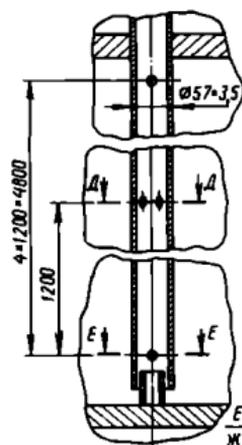
Обозначение	Наименование	Кол-во	Условное давление P_y , МПа
A ₁	Выход греющего пара	1	600
B ₁	Выход вторичного пара	1	600
B ₁₋₂	Выход раствора	2	100
Г ₁₋₂	Выход раствора	2	100
Д ₁	Выход конденсата	1	100
Е ₁	Технологический	1	100
Ж ₁₋₂	Для промывки	2	50
Н ₁₋₂	Технологический	2	100
И ₁₋₂	Отбор проб	2	40
К ₁₋₂	Слив	2	80
Л ₁₋₃	Сброска	3	65
М ₁₋₃	Воздушник	3	40
П ₁₋₃	Для термометра сопротивления	3	50
Р ₁₋₃	Для термометра ртутного	3	50
С ₁	Для манометра или мановакуумметра	1	50
Т ₁₋₃	Люк	3	500
У ₁₋₄	Окна смотровое	4	150
Ф ₁₋₄	Промывка смотрового окна	4	20
Ц ₁₋₂	Для промывки	3	80
Ч ₁₋₂	Для указателя уровня	2	20
Ш ₁	Для выравнивания давления	1	50

00.00.000 80

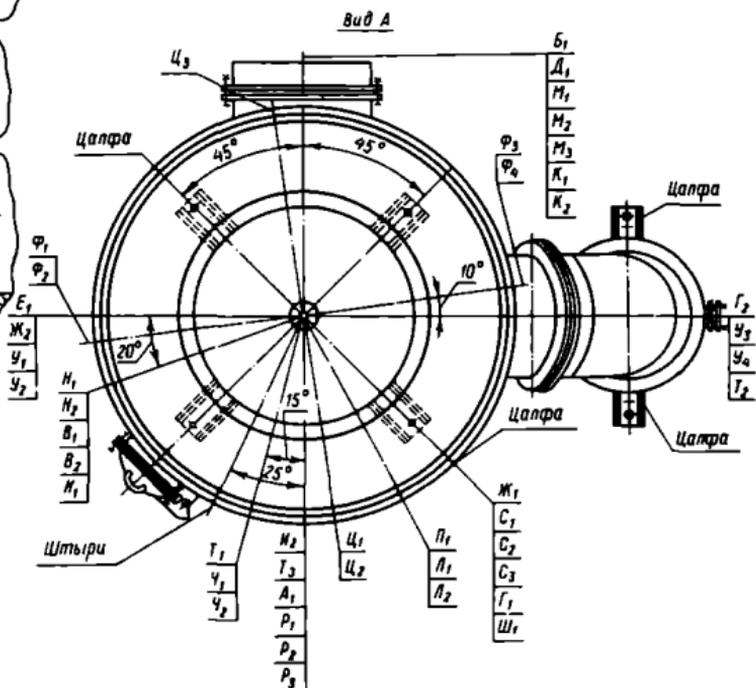
В-В
М 1:4

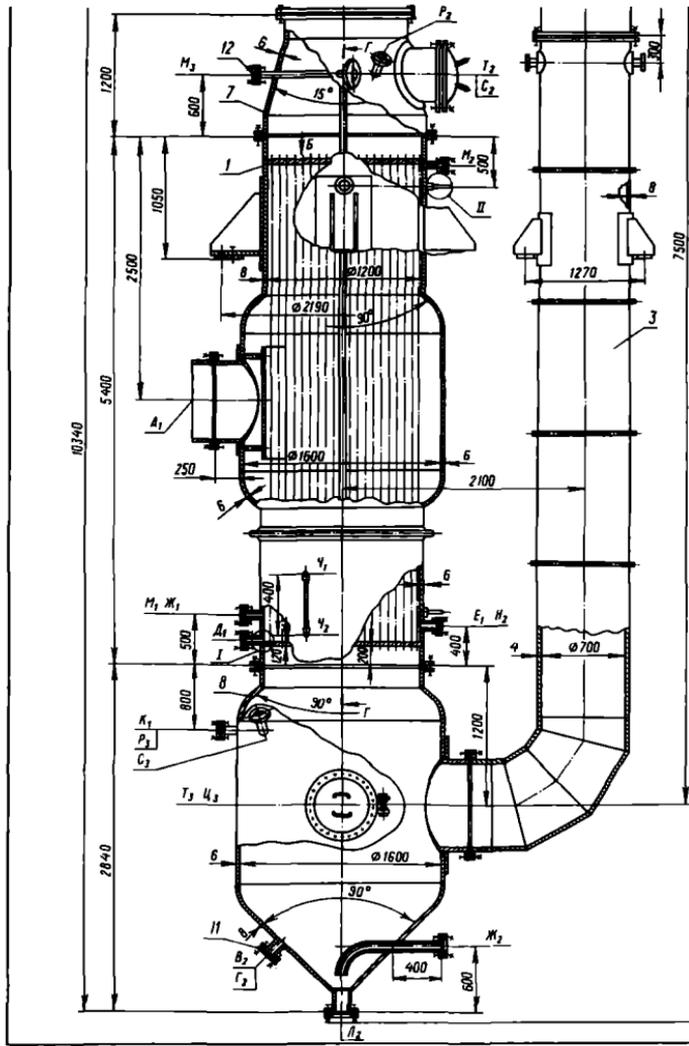


Г-Г
М 1:5

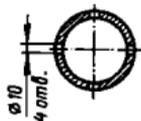


Д-Д
М 1:2

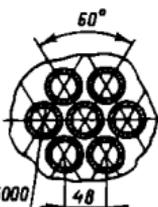




E-E
M1:2

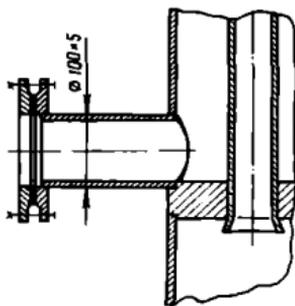


Вид Б
M1:4

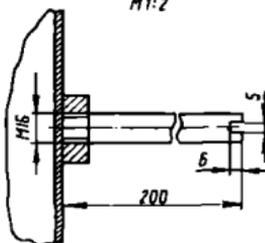


Труба 38x2-5000

I
M1:25



II
M1:2



Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для улавливания раствора КОН от начальной концентрации 6% масс.
- Объем номинальный аппарата 45,6 м³, межтрубного пространства 3 м³.
 - Производительность 0,45 кг/с (по исходному раствору).
 - Площадь поверхности теплообмена - 250 м².
 - Абсолютное давление в аппарате от 0,5 до 0,008 МПа, в межтрубном пространстве от 0,6 до 0,1 МПа.
 - Максимальная температура в трубном пространстве 115°С, в межтрубном пространстве - 150°С.
 - Среда в аппарате и трубном пространстве - водный раствор КОН в межтрубном пространстве - насыщенный водяной пар.

Технические требования

- При изготовлении аппарата руководствоваться ОСТ 26-01-112-79, ГОСТ 12.2.003-74.
- Корпус аппарата и соприкасающиеся с улавливаемым раствором детали изготовить из стали 1Х18Н10Т ГОСТ 5632-72, остальные - из стали Ст 3сп. ГОСТ 380-71.
 - Аппарат испытать на прочность и плотность в горизонтальном положении пробным гидравлическим давлением 0,9 МПа.
 - Аппарат подлежит приемке согласно правилам приемки Госгортехнадзора СССР.
 - Сварные соединения контролировать рентгенопросвечиванием в объеме 100% по ОСТ 26-291-71. Сварные соединения нержавеющей стали контролировать на стойкость против межкристаллитной коррозии по ГОСТ 6032-84.
 - Неуказанный вылет штуцеров - 120 мм.
 - Действительное расположение штуцеров, лоп, опор, смотровых окон см. на виде А.
 - Размеры для справок.

Поз.	Обозначение	наименование	Кол.	Масса (шт.)	Наименование и марка материала	Примечание
1		Камера греющая	1			
2		Сепаратор	1			
3		Труба циркуляционная	1			
4		Крышка	1			
5		Колена	1			
6		Корпус	1			
7		Корпус	1			
8		Камера	1			
9		Вставка	1			
10		Фланец	1		1Х18Н10Т	
11		Фланец	2		1Х18Н10Т	
12		Фланец	1		1Х18Н10Т	
13		Фланец	1		1Х18Н10Т	

00.00.000 В0

Лист	№ докум.	Изд.	Матр.	Аппарат выпарной сестественной циркуляцией, сепараторной камерой и сепаратором	Лист	Масса	Исполн.
Разр.				чертеж общего вида			1:20
Пробер.							
П. контр.							
Р.к.							
И. контр.							

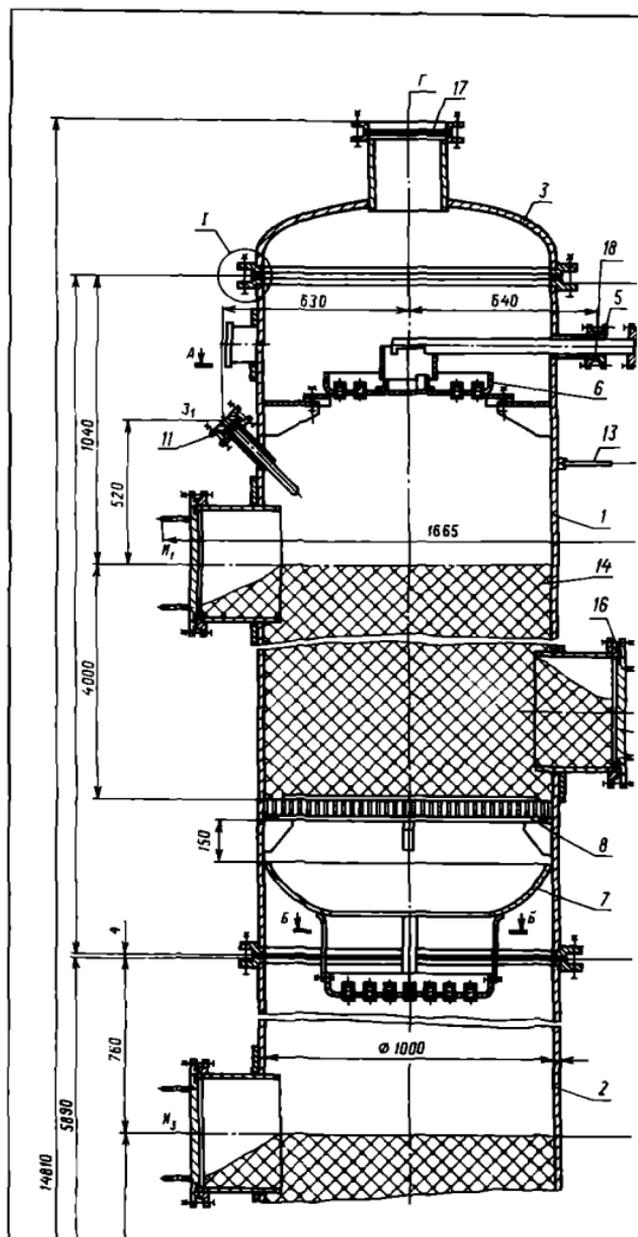
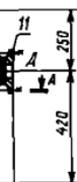
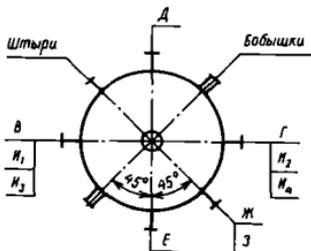
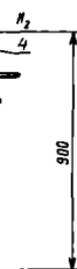
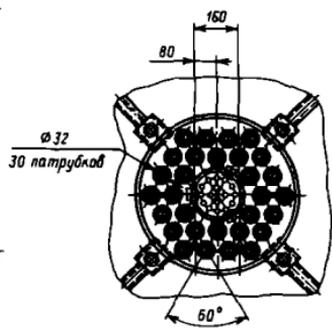


Схема расположения штуцеров, люка, центр. штырей



А-А



Б-Б

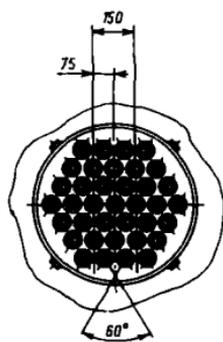


Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол.	Диаметр условный D, мм	Давление условное P, МПа
В	Вход газовой смеси	1	250	0,25
Г	Выход газовой смеси	1	250	0,25
Д	Вход жидкости	1	50	0,25
Е	Выход жидкости	1	50	0,25
Ж	Для манометра	1	25	1,6
З, З2	Для термометра	2	25	2,5
И1-4	Люк	4	500	0,6

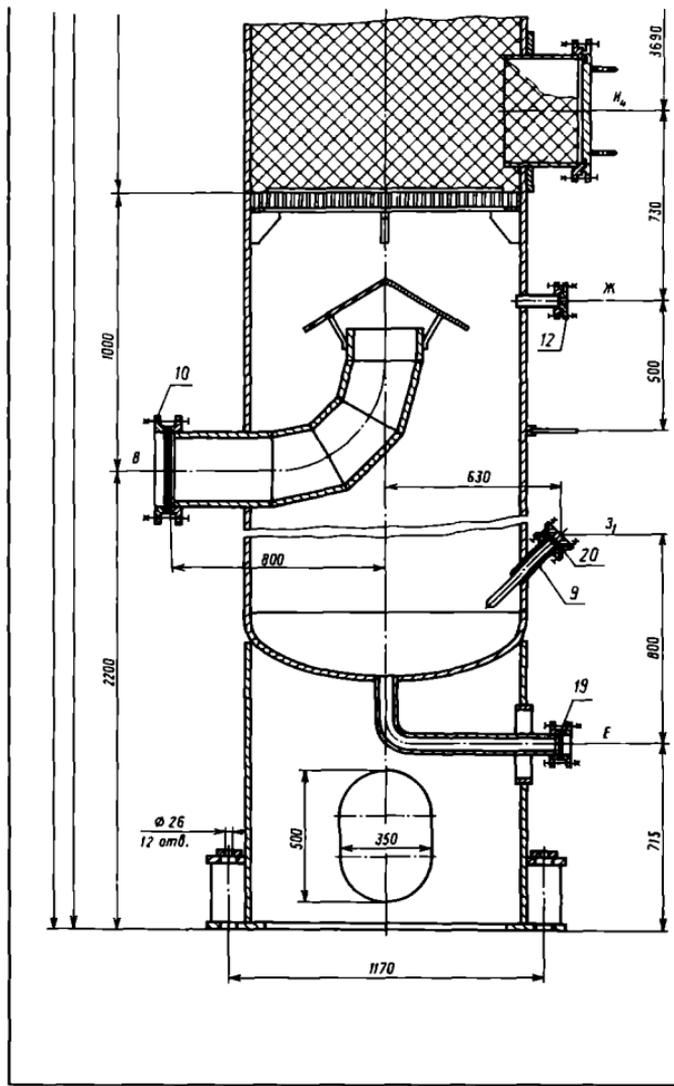
00.00.000.80

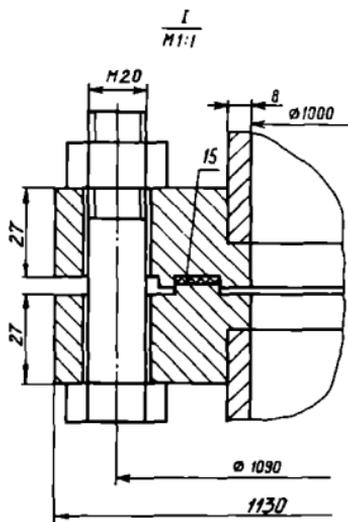
Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для разделения смеси метиловый спирт-вода концентрацией 26% (масс.).
2. Емкость номинальная 20,5 м³.
3. Производительность 1,74 кг/с.
4. Давление в колонне - атмосферное.
5. Температура среды в кубе - 100°C.
6. Среда в аппарате - токсичная, коррозионная.
7. Тип колонны - насадочная.
8. Высота насадки в м.

Технические требования

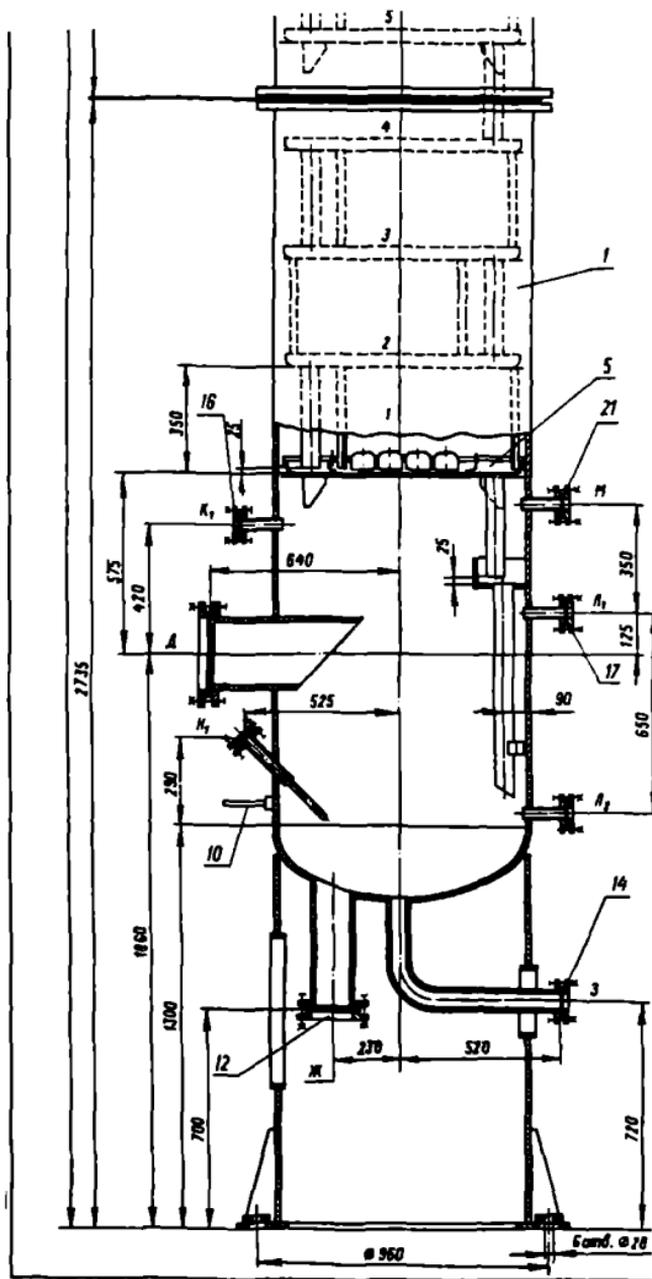
1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) ГОСТ 12.2.003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - б) ОСТ 26.291-79, «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования».
2. Материал деталей колонны, соприкасающихся с разделяемыми жидкостями, - сталь 1Х18Н10Т ГОСТ 5632-72, остальных - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71.
3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении давлением 0,2 МПа, в вертикальном положении - наливом.
4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-77, «Сварка в химическом машиностроении».
5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенопросвечиванием.
6. Действительное расположение штуцеров, люка, центр. штырей см. на схеме.
7. Не указанный вылет штуцеров - 120 мм.
8. Размеры для справок.

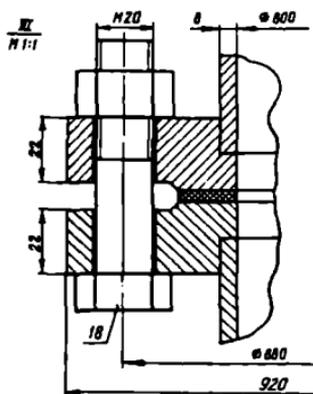
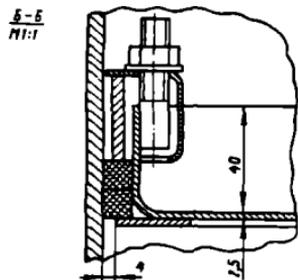
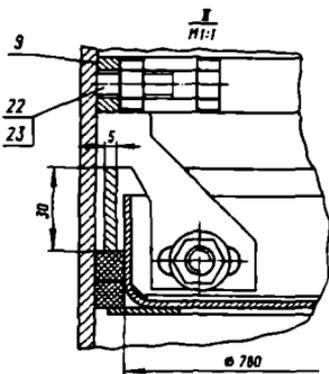




№з.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименова- ние и мар- ка мате- риала	Примеча- ние
1		Колонна	1			
2		Куб	1			
3		Крышка	1			
4		Крышка люка	4			
5		Штуцер	1			
6		Тарелка ТСН-III	1			
7		Тарелка ТСН-II	1			
8		Опора	4			
9		Гильза термометра	2			
10		Фланец	2		Л18Н10Т D _в = 250	
11		Фланец	2		Л18Н10Т D _в = 50	
12		Фланец	1		Л18Н10Т D _в = 25	
13		Штырь	2		Сталь Ст 3	
14		Кольца Рашига 25×25×3			Керамика	
15		Прокладка	2		Асбестовая	
16		Прокладка	4		Асбестовая	
17		Прокладка	2		Асбестовая	
18		Прокладка	1		Асбестовая	
19		Прокладка	2		Асбестовая	
20		Прокладка	3		Асбестовая	

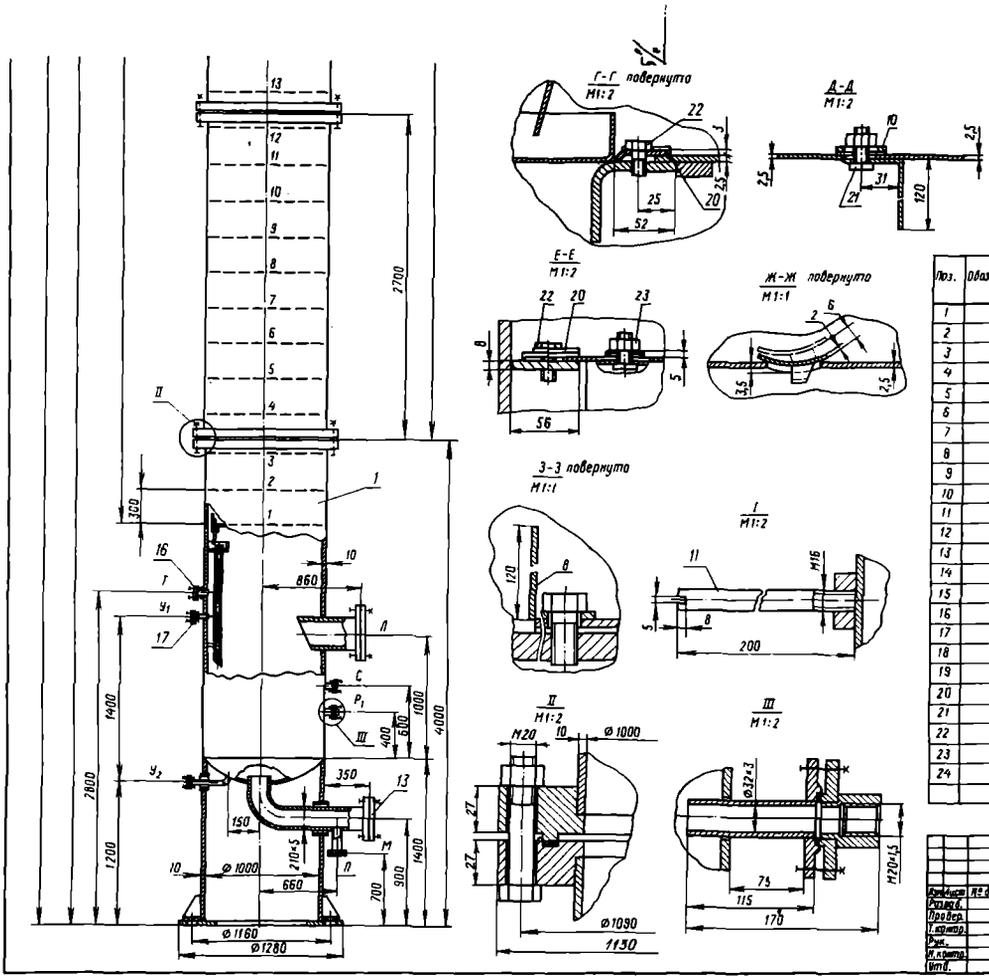
				00.00.000 80		
Исполн.	НУ	Взам.	Дата	Колонна абсорбционная Ø 1000 мм Чертеж общего вида	Лист	Масса
Провер.						
Г.проект.						
Лек.						
В.смет.						
Смет.						
						1:10
					Лист	Листов 1





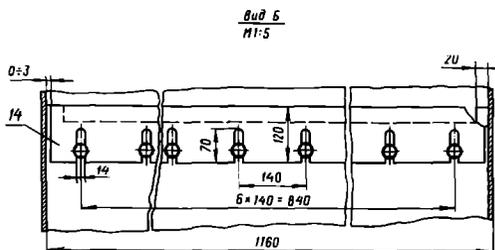
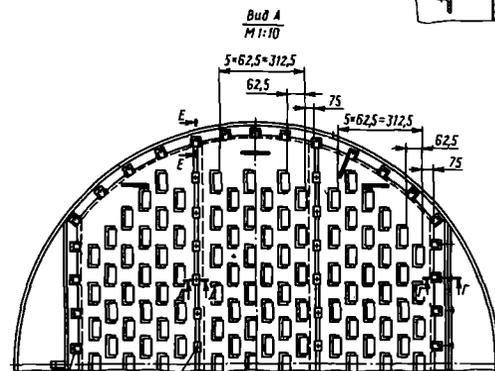
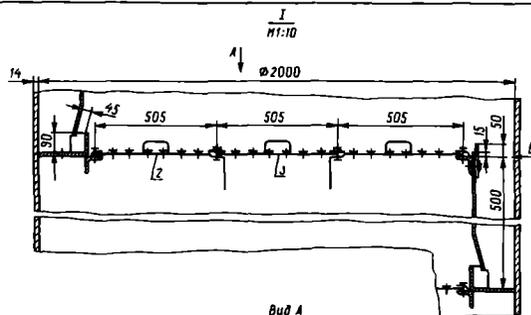
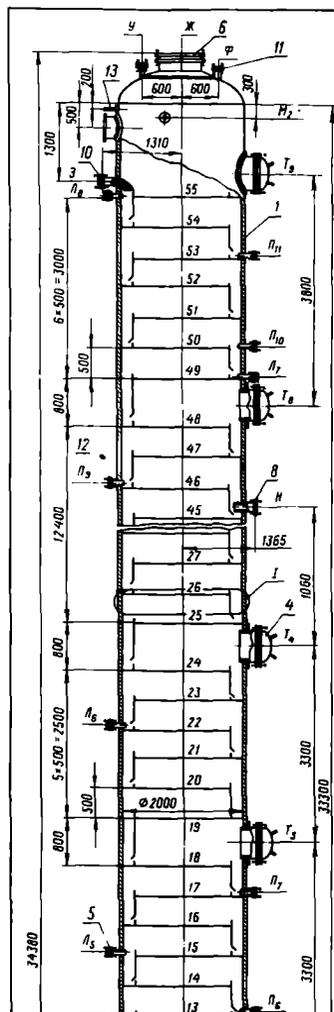
Воз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса 1 шт.	Материал Вагон и тарелки по терминалу	Приме- чание
1		Куб	1			
2		зарга	1			
3		зарга	1			
4		Крышка	1			
5		Тарелка	9			
6		Тарелка	3			
7		Гильза	2			
8		Штуцер	2			
9		Кольцо сварное	3		117Н13М21	
10		Штырь	2		Сталь С15	
11		Фланец	2		117Н13М21	$D_y = 200$
12		Фланец	1		117Н13М21	$D_y = 125$
13		Фланец	2		117Н13М21	$D_y = 50$
14		Фланец	1		117Н13М21	$D_y = 40$
15		Фланец	3		117Н13М21	$D_y = 25$
16		Фланец	2		117Н13М21	$D_y = 25$
17		Фланец	2		117Н13М21	$D_y = 20$
		Болты ГОСТ 7798-70				
18		M 20 × 80. 5B	84		Сталь 35	
19		M 16 × 50. 5B	24		Сталь 35	
20		M 12 × 40. 5B	12		Сталь 35	
21		M 10 × 35. 5B	16		Сталь 35	
22		M 10 × 35. 5B	12		117Н13М21	
23		Гайка M 10.5 ГОСТ 5915-70			117Н13М21	

				00.00.000 80		
Исполн.	Провер.	Взам. инж.	Инж.	Коллекция репродукционная		Лист
Директор	Инженер	Инженер	Инженер	№ 800 мм.		Листов
Инженер	Инженер	Инженер	Инженер	Чертеж общего вида.		1:10
Инженер	Инженер	Инженер	Инженер	Лист	Листов	1



Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса (шт)	Примечание и марка материала	Примечание
1		Куб	1			
2		Крышка	1			
3		Царга	1			
4		Царга	1			
5		Царга	2			
6		Тарелка	37			
7		Тарелка	37			
8		Отбойник	74			
9		Штыцер	3			
10		Скоба	259		Л1ВН10Т	
11		Штырь	2		В Ст. 3 сп.	
12		Фланец	2		Л1ВН10Т	
13		Фланец	1		Л1ВН10Т	
14		Фланец	1		Л1ВН10Т	
15		Фланец	2		Л1ВН10Т	
16		Фланец	4		Л1ВН10Т	
17		Фланец	2		Л1ВН10Т	
18		Планка регулировочная	37		Л1ВН10Т	
19		Лист слитной	37		Л1ВН10Т	
20		Скоба	740		Л1ВН10Т	
21		Болт специальный	259		Л1ВН10Т	
22		Болт М12-25 ГОСТ 7798-70	962		Л1ВН10Т	
23		Гайка М12 ГОСТ 5916-70	259		Л1ВН10Т	
24		Шайба 12 ГОСТ 1137-68	222		Л1ВН10Т	

				00.00.000.00		
Исполн.	Л.В.Волков	Провер.	Л.В.Волков	Колонна ректификационная ϕ 1000	Лист	Масса
Деталь		Лист		Чертеж общего вида.	Лист	Масса
Шкала		Лист			Лист	Масса
И.п. проекта		Лист			Лист	Масса
Вид		Лист			Лист	Масса



Приложение 19

Таблица штуцеров

Объёмное наименование	Наименование	Кол. штуцеров	Давление	
			$P_{\text{д}}$, МПа	$P_{\text{т}}$, МПа
Ж	Выход паров	1	600	1,0
З	Вход флегмы	1	100	1,0
И ₁₋₂	Вход паров из клипильника	2	500	1,0
К	Выход жидкости из куба	1	250	1,0
Л ₁₋₈	Для термометра	8	25	2,5
М ₁₋₂	Для измерения давления	2	25	2,5
Н	Вход металла - сырья	1	150	1,0
О ₁₋₁₁	Для отбора проб	11	10	1,0
Р ₁₋₂	Для камеры уробнетера	2	50	1,0
С	Выход кубового остатка	1	150	1,0
Т ₁₋₉	Люк	9	600	1,0
У	Для предварительного клапана	1	50	1,0
Ф	Технологический	1	50	1,0

Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для отгонки легковolatile примесей из метанол-сырца.
1. Номинальная емкость 108,6 м³.
 2. Производительность 11,31 кг/с.
 3. Давление в колонне 0,6 МПа.
 4. Температура среды в кубе до 150°С.
 5. Среда в аппарате - токсичная коррозионная.
 6. Тип тарелок - ситчатые-клапанные.
 7. Число тарелок - 55.

Технические требования

При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:

- а) ГОСТ 12.2.003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - б) ГОСТ 26-291-73 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования»;
2. Материал тарелок - сталь 08к13 ГОСТ 5632-72 и сталь 20 ГОСТ 1050-74, остальные сварочные единицы и детали - из стали ВСт 3сп3 ГОСТ 380-71. Материал опоры - сталь 09Г2С ГОСТ 5520-79. Материал прокладок - паронит ПОН-1 ГОСТ 481-80.
 3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически горизонтальном положении под давлением 1,0 МПа, в вертикальном положении - под нагрузкой.
 4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-82-77 «Сварка в химическом машиностроении».
 5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгеновским методом.
 6. Действительное расположение штуцеров, люков, цапф, штуцера см. на схеме.
 7. Не указанный вылет штуцеров 150 мм.
 8. Размеры для справок.

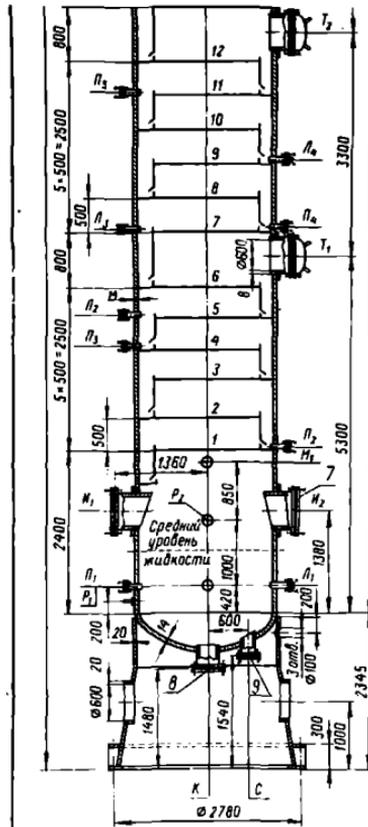
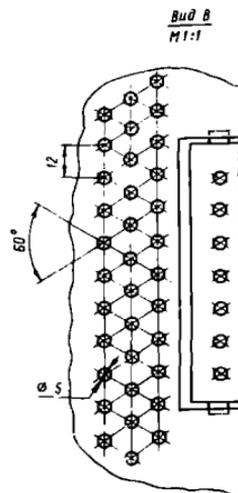
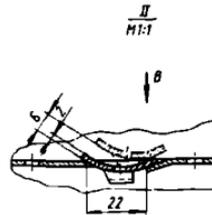
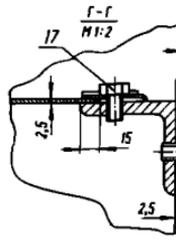
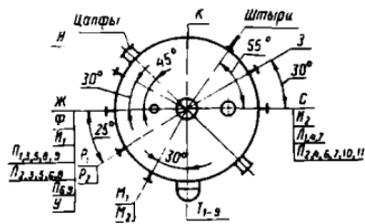
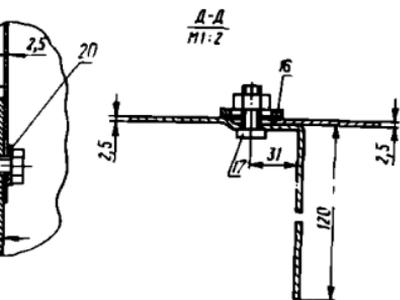
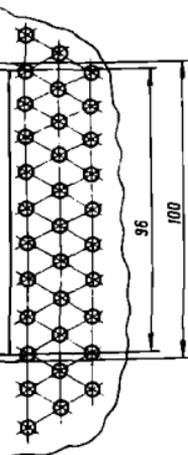
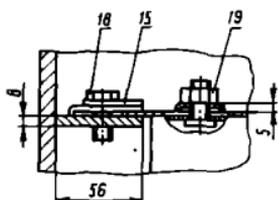


Схема расположения штуцеров, люков, цапф, штырей



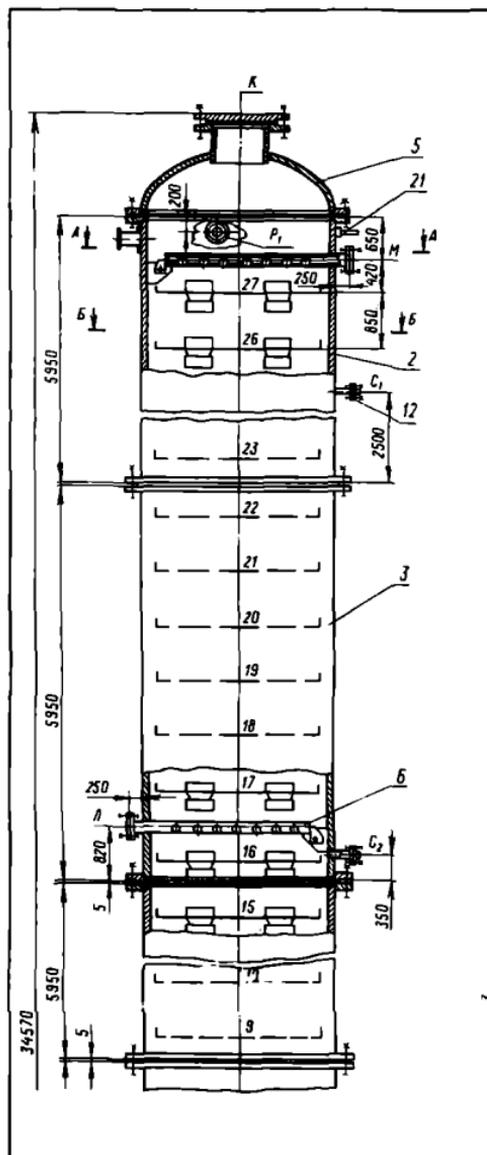


Е-Е (повернута)
М1-2



№	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименование и марка ма- териала	Примеча- ние
1		Колонна	1			
2		Секция тарелки	110			
3		Секция тарелки	55			
4		Крышка	9			
5		Гильза с фланцем	8			
6		Фланец	1		08X13	D _y = 600
7		Фланец	2		08X13	D _y = 500
8		Фланец	1		08X13	D _y = 250
9		Фланец	2		08X13	D _y = 150
10		Фланец	1		08X13	D _y = 100
11		Фланец	9		08X13	D _y = 50
12		Фланец	11		08X13	D _y = 10
13		Штырь	2		ВСтЗ псЗ	
14		Планка передняя	55		Сталь 20	
15		Скоба	2310		Сталь 20	
16		Скоба	1320		Сталь 20	
17		Болт специальный	1320		Сталь 20	
18		Болт М12 × 20.56 ГОСТ 7798-70	2635		Сталь 20	
19		Гайка М12.5 ГОСТ 5916-70	1320		Сталь 20	
20		Шайба 12 ГОСТ 11371-68	385		Сталь 20	

				00.00.000.80		
Исполн.	№ докум.	Дата	Колонна ректификацион- ная Ø 2000 мм. чертеж общего вида.	Лист	Масса	Максимум
Рис.-пр.						1:40
Контр.				Лист	Листов	1
Инженер						



00.00.000.00

Приложение 20

Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол-во	Прокладочные условные Ду, мм	Давление Ру, МПа
К	Выход паров этанола	1	750	1,0
Л	Вход исходной смеси	1	175	1,0
М	Вход флегмы	1	175	1,0
Н ₁₋₂	Вход парожидкостной смеси	2	500	1,0
П ₁₋₂	Выход кубового остатка	2	175	1,0
Р ₁₋₂	Для манометра	2	25	1,6
С ₁₋₆	Для термометра спиртового	3	25	2,5
Т	Для термометра ртутного	1	25	2,5
У ₁₋₂	Для указателя уровня	2	50	1,0
Ф ₁₋₂	Подвод к кипятильнику	2	200	1,0

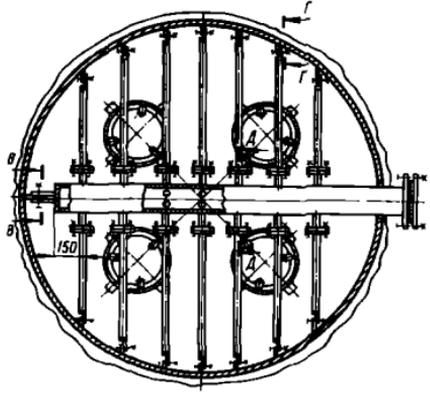
Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для разделения смеси бензол-этанол концентрацией 18 % (мас.).
- Объем аппарата 164,3 м³.
 - Производительность 8,14 кг/с.
 - Рабочее давление 0,1 МПа.
 - Температура среды в кубе 61°С.
 - Среда в аппарате - токсичная, взрывоопасная, коррозионная.
 - Тип тарелок - ситчатые многослойные.
 - Количество тарелок - 27 шт.

Технические требования

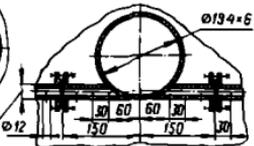
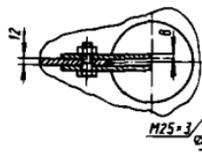
- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12.2.003-74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности";
 - ОСТ 26-291-79 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования."
 - Материал деталей колонны, соприкасающихся с обрабатываемыми жидкостями, - сталь Х18Н10Т ГОСТ 5 632-72, остальные детали - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71. Материал прокладок - паронит ПОН-1 ГОСТ 481-80.
 - Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,6 МПа, в вертикальном положении - наливом.
 - Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-77 "Сварка в химическом машиностроении."
 - Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографически.
 - Действительное расположение штуцеров, штырей и цапф см. на схеме.
 - Не указанный вылет штуцеров - 150 мм.
- Примечание. Размеры для справок.

А-А
М1:20



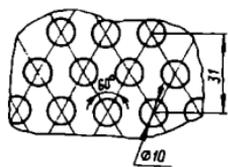
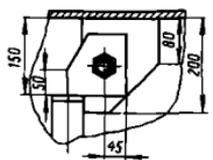
В-В
М1:5

Д-Д повернуто
М1:5



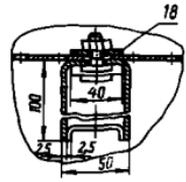
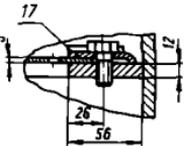
Г-Г
М1:5

И-И
М1:1



К
М1:2

Е-Е
М1:2



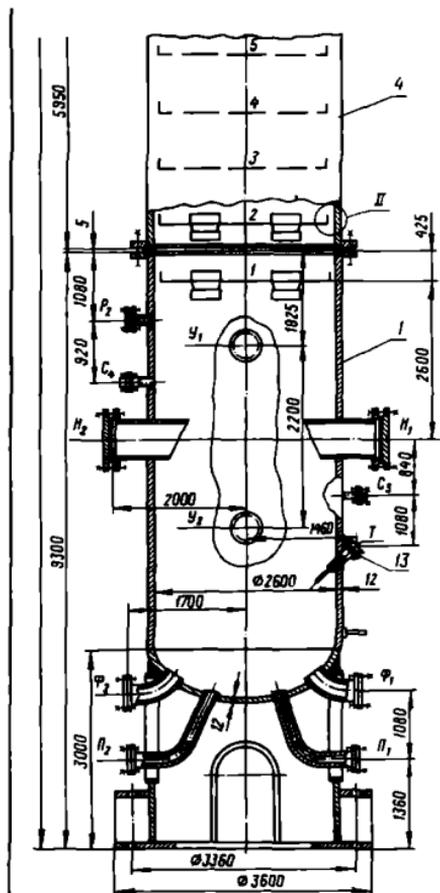
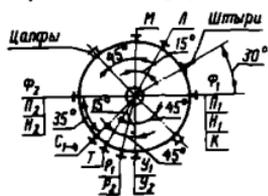
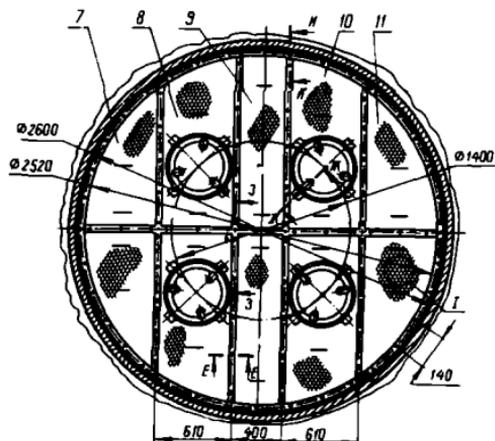


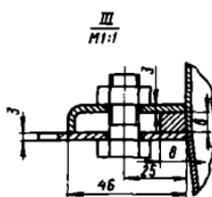
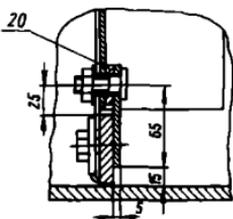
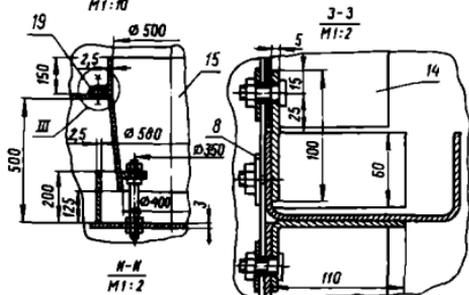
Схема расположения штуцеров, штырей и цапф



6-6
M1:20



Ж-Ж повернута
M1:10



№	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса (шт.)	Наименов. и марка материала	Примечание
1		Куб	1			
2		Царга	1			
3		Царга	1			
4		Царга	2			
5		Крышка	1			
6		Устройство распределеи	2			
7		Секция	54			
8		Секция	54			
9		Секция	54			
10		Секция	54			
11		Секция	54			
12		Штуцер	4			
13		Гильза	1			
14		Рама опорная	27			
15		Стакан в сборе	108			
16		Тарелка	27			
17		Скоба	4329		Х18Н10Т	
18		Шайба специальная	1971		Х18Н10Т	
19		Скоба	432		Х18Н10Т	
20		Шайба	216		Х18Н10Т	
21		Штырь	2		Сталь Ст 3	

00.00.000 80

№ документа	Колпана ректификационная Ø 2600. Чертеж общего вида.	Лист	Масса	Материал
№ листа		1:40		
№ документа		Лист	Листов	

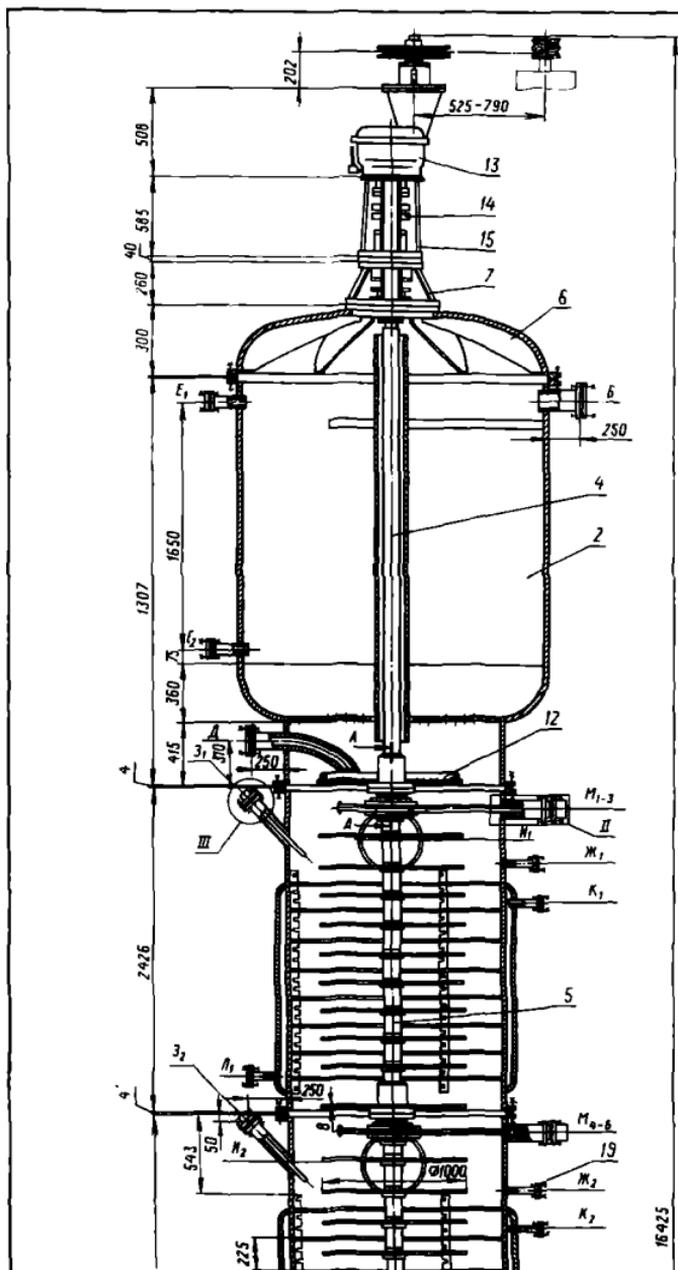


Таблица штуцеров

Обозначение	наименование	Кол.	Прокладочный Ду, мм	Давление Ру, МПа
Б	Выход легкой фазы	1	100	0,6
В	Выход тяжелой фазы	1	100	0,6
Г	Вход легкой фазы	1	100	0,6
Д	Вход тяжелой фазы	1	100	0,6
Е ₁₋₄	Для уробнемера	4	25	0,6
Ж ₁₋₃	Для отбора проб	3	20	0,6
З ₁₋₃	Гильза для термометра	3	25	2,5
И ₁₋₄	Люк	4	400	0,6
К ₁₋₃	Вход пара	3	25	0,6
Л ₁₋₃	Выход конденсата	3	25	0,6
М ₁₋₄	Выход тяги	12	50	0,6

Техническая характеристика

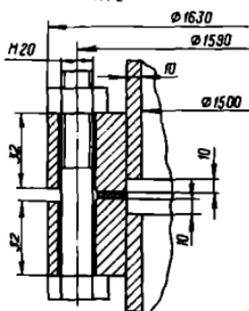
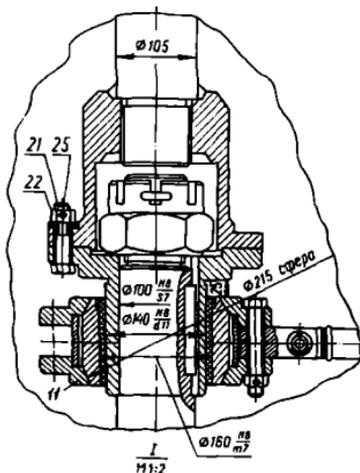
- Аппарат предназначен для извлечения капролактама из трихло-этилена воды.
- Номинальная емкость 28,5 м³.
 - Производительность 0,012 м³/с.
 - Давление в колонне:
 - рабочее - 0,1 МПа;
 - при пропарке водяным паром - 0,2 МПа.
 - Температура в колонне:
 - рабочая 20 - 25°С;
 - при пропарке водяным паром 120°С.
 - Мощность привода 4 кВт.
 - Угловая скорость вращения ротора 2,1 - 4,5 рад/с.
 - Среда в аппарате - токсичная, коррозионная.

Технические требования

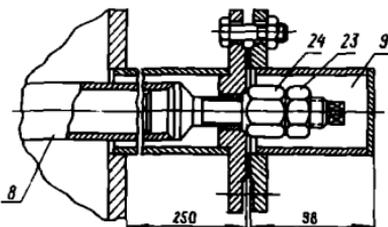
При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:

- ГОСТ 12.2.003-74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности";
 - ОСТ 26-291-79 "Сосуды и аппараты стальные, сварные. Технические требования";
- Материал деталей экстрактора, соприкасающихся с обрабатываемыми жидкостями, - сталь 18Н10Т ГОСТ 5 632-72, остальных деталей - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71. Материал прокладок - свинец, ГОСТ 9559-75.
 - Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,3 МПа, в вертикальном положении - наливом.
 - Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-02-77 "Сварка в химическом машиностроении".
 - Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографически.
 - Действительное расположение штуцеров и люков см. на схеме.
 - Не указанный вылет штуцеров - 200 мм.
 - Размеры для справок.

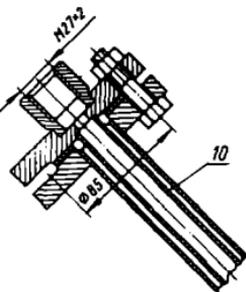
А-А
М1:4



II
М1:2



III
M1:2



IV
M1:2

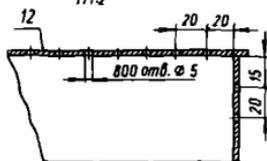
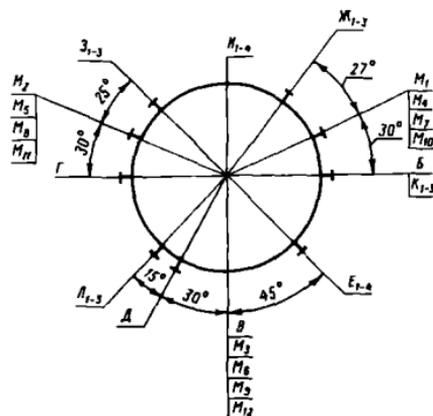


Схема расположения
штуцеров, люков



Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименование и марка ма- териала	Примеча- ние
1		Камера отстойная нижняя	1			
2		Камера отстойная верхняя	1			
3		Царга с рудаш- кой	3			
4		Вал	1			
5		Ротор	3			
6		Крышка экс- трактора	1			
7		Опора	1			
8		Тяга	12			
9		Крышка	12			
10		Гильза	3			
11		узел подшипниковый	4			
12		Распределитель	2			
13		Привод	1			
14		Муфта	1			
15		Стойка	1			
16		Опора	1			
17		Фланец	4		Х18Н10Т	D _в = 100
18		Фланец	10		Х18Н10Т	D _в = 25
19		Фланец	3		Х18Н10Т	D _в = 20
21		болт 2 М 20 × 80.21 ГОСТ 7798-70	12		Х18Н10Т	
22		гайка М 20.21 ГОСТ 5918-73	12		Х18Н10Т	
23		гайка М 20.21 ГОСТ 5916-70	12		Х18Н10Т	
24		гайка М 20.21 ГОСТ 5327-70	12		Х18Н10Т	
25		шплицт 4 × 36.21 ГОСТ 397-79	12		Х18Н10Т	

00.00.000 80

Лист	№	Изм.	Дата	Экстракт роторно-дисковый Ø1500. Чертеж общего вида.	Лист	Масса	Масштаб
Лист					Лист		

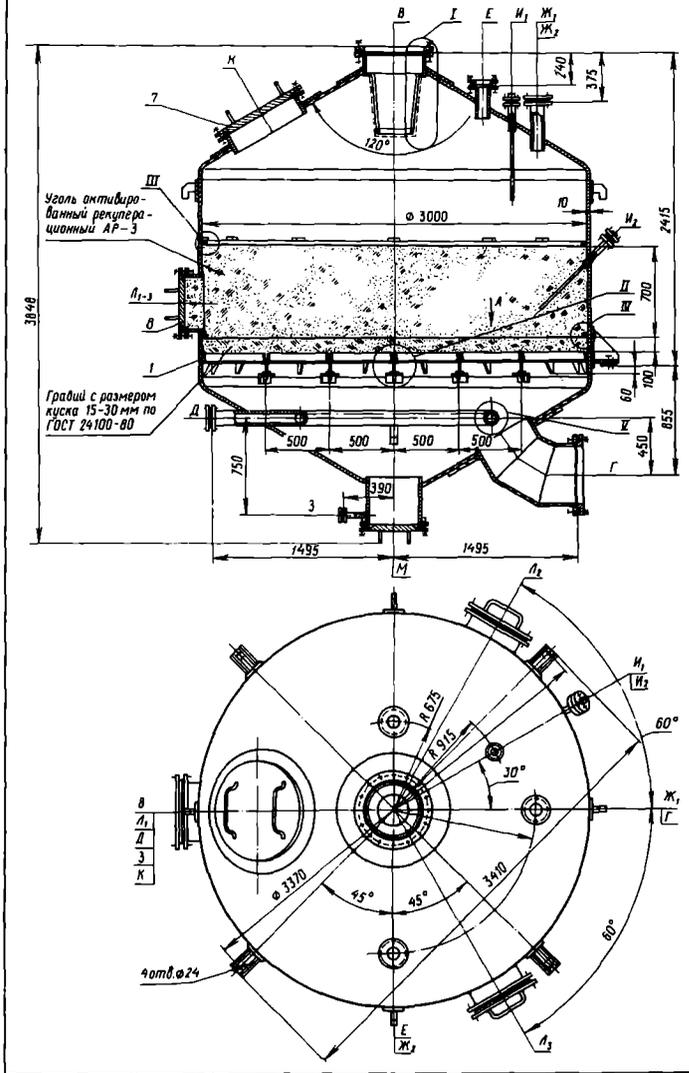


Таблица штурцера

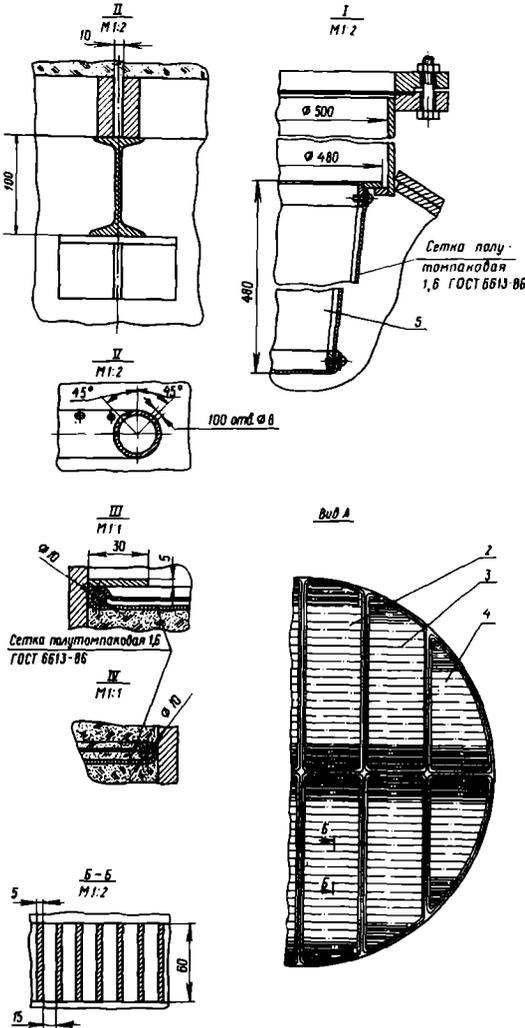
Обозначение	Наименование	Кол-во	Масса (кг)	Объем (л)
В	Вход паровоздушной смеси	1	500	0,25
Г	Выход отработавшей воздуха	1	500	0,25
Д	Вход водяного пара	1	80	0,25
Е	Выход паровоздушной смеси	1	80	0,25
Ж	Для преворачивающего клапана	2	80	0,25
З	Выход конденсата	1	25	0,25
И-2	Для виллы термометра	2	25	0,25
К	Ляк	1	600	0,6
Л-1	Ляк	1	400	0,6
М	Ляк	1	400	0,6

Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для улавливания из паровоздушной смеси паров метанола.
2. Количество адсорбента - 5 м³.
3. Производительность по сухой паровоздушной смеси - 2,05 м³/с.
4. Начальная концентрация метанола в паровоздушной смеси - $1,8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³, конечная - $3,0 \cdot 10^{-3}$ кг/м³.
5. Давление в аппарате до 0,2 МПа.
6. Температура в аппарате при адсорбции 20°C, при десорбции -115°C.
7. Среда в аппарате токсичная, взрывоопасная.
8. Адсорбент - уголь активированный рекуперационный АР-1.

Технические требования

1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) Госстандарта СССР;
 - б) ГОСТ 12.2.003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - в) ГОСТ 28.281-73 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования».
2. Материал аппарата - сталь Х18Н10Т ГОСТ 5632-72, материал опоры - сталь в Ст.сп. ГОСТ 380-71, материал прокладок - паранит ПАН-1 ГОСТ 481-80.
3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,25 МПа, в вертикальном положении - наливом.
4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-82-72 «Сварка в химическом машиностроении». Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографическим методом.
5. Действительное положение штурцера, опор, строповых устройств см. на виде сверху.
6. Не указанный билет штурцера 120 мм.
7. Размеры для справок.



Вид	Обозначение	Наименование	Кол-во	Масса (шт)	Материал	Примечание
1		Корпус	1			
2		Решетка опорная	4			
3		Решетка опорная	4			
4		Решетка опорная	4			
5		Распределитель	1			
6		Гильза	2			
7		Крышка ляка	1			
8		Крышка ляка	4			
9		Сетка	2			
10		Кольцо	2		Сталь 65Г	
11		Фланец	2		Сталь Ст. 3	Вн-500
12		Фланец	4		Сталь Ст. 3	Вн-80
13		Фланец	1		Сталь Ст. 3	Вн-25

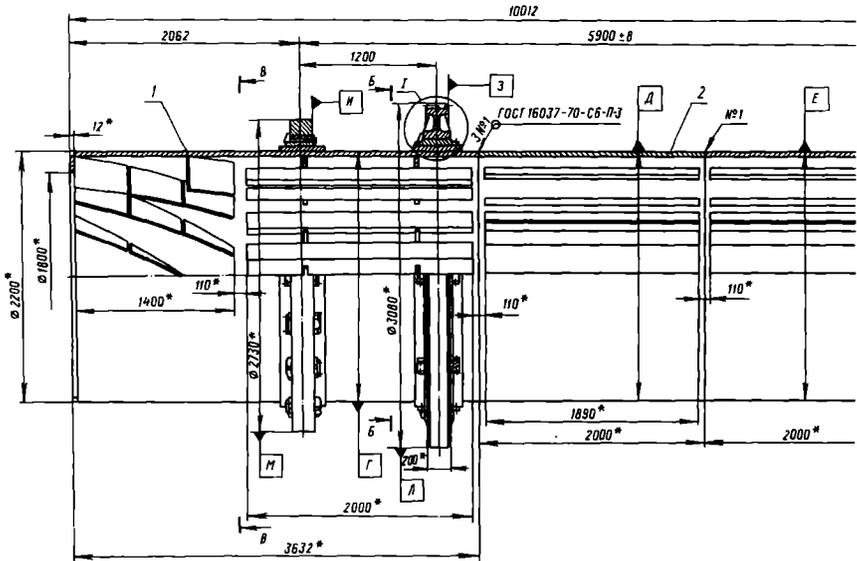
00.00.000 00

Исполн.	Провер.	Доб.	Дата	Авт.	Масса	Материал

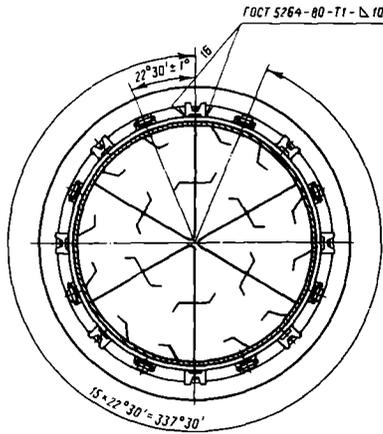
Абсорбер.
Чертеж общего вида

Лист 1 из 1

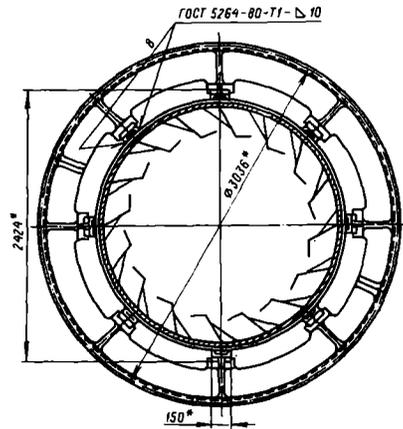
Ф:15

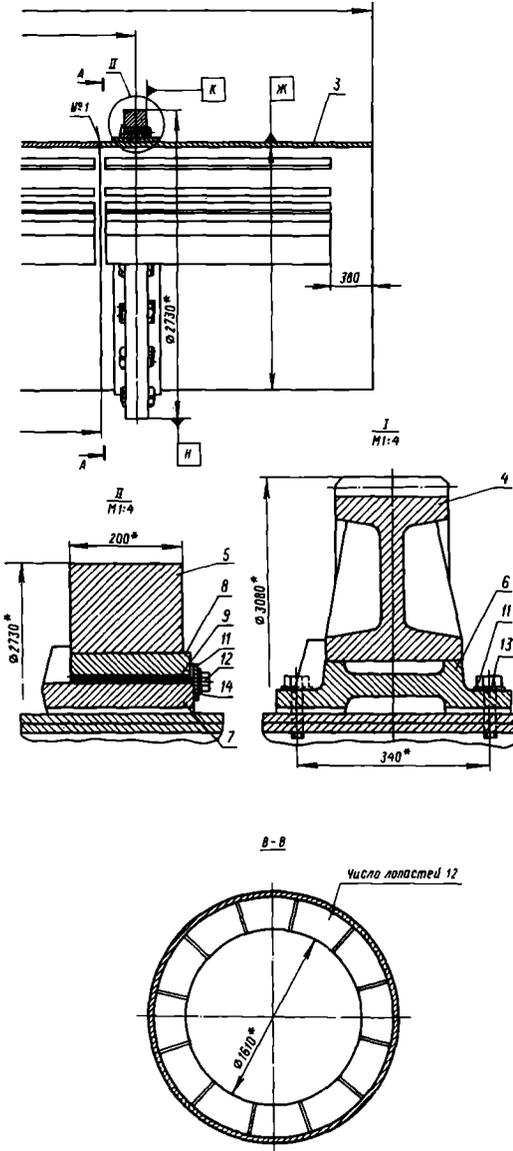


A-A



B-B





Технические требования

При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:

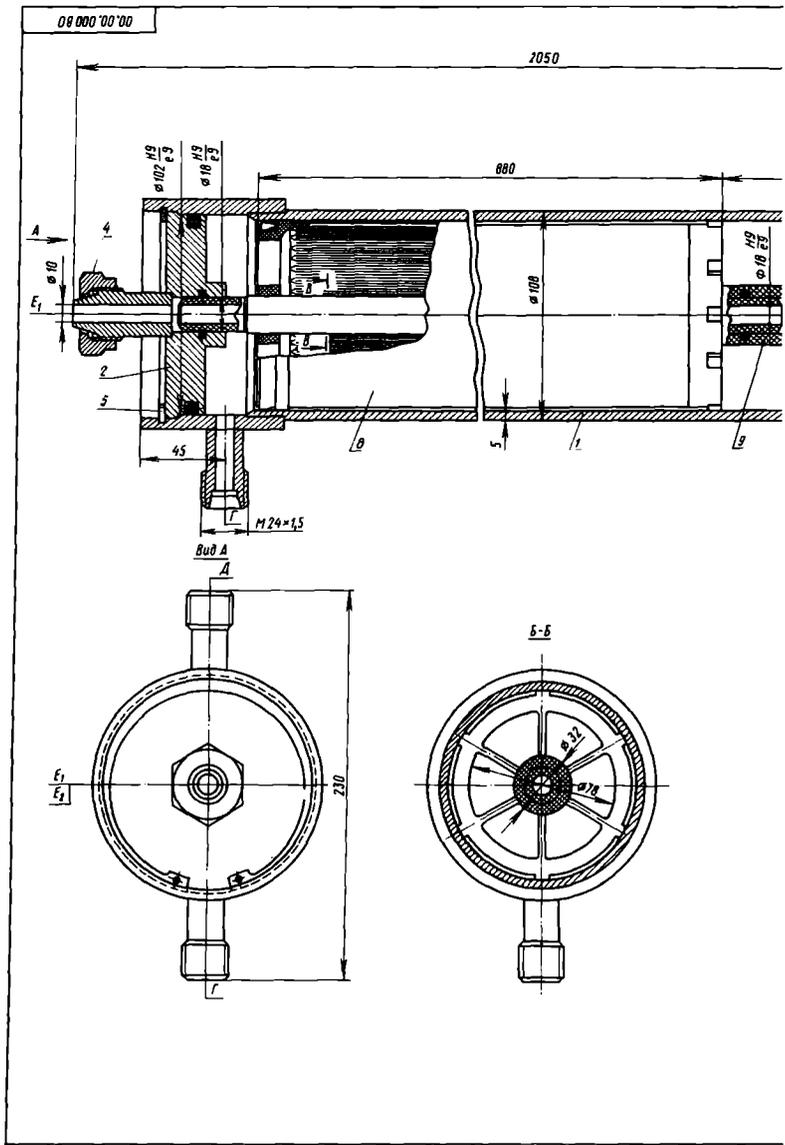
- а) ГОСТ 12.2.003-74 „Оборудование производственное. Общие требования безопасности“;
 - б) ГОСТ 26.291-79 „Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования“.
2. Материал деталей корпуса варянной сушилки – сталь в Ст 3 сп ГОСТ 380-71.
 3. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-82-77 „Сварка в химическом машиностроении“.
 4. Допуск радиального биения поверхностей относительно общей оси поверхностей Г, Д, Е и Ж – 5 мм.
 5. Допуск радиального биения поверхностей М и Н относительно общей оси поверхностей Г, Д, Е и Ж – 3 мм.
 6. Допуск радиального биения поверхности Л относительно общей оси поверхностей М и Н – 4 мм.
 7. Допуск полного торцевого биения поверхностей И и К относительно общей оси поверхностей Г, Д, Е и Ж – 2 мм.
 8. Допуск полного торцевого биения поверхности З относительно общей оси поверхностей Л и И – 2 мм.
 9. Не указанные предельные отклонения размеров $\pm \epsilon/2$.

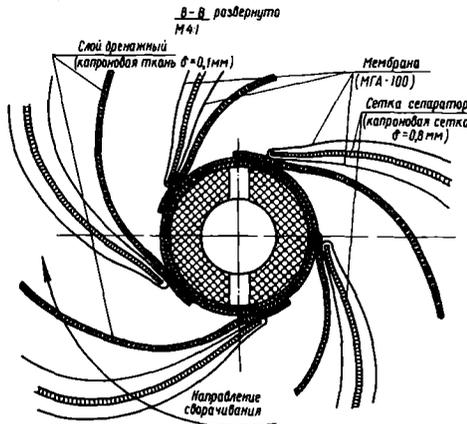
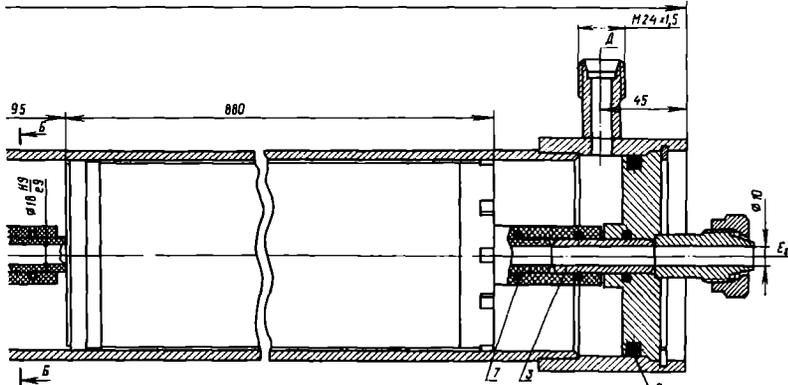
Примечания:

1. * Размеры для справок.
2. Чертеж разработан на основании ГОСТ 26-01-437-78.

Вкл.	Обозначение	наименование	Код	Масса	Наименование и марка материала	Примечание
1		Секция	1			
2		Секция	2			
3		Секция	1			
4		Венец зубчатый	1			
5		Башмак	2		Сталь 40	
6		Башмак	8		Сталь 30	
7		Башмак	32		Сталь 30	
8		Подкладка	32		Сталь Ст 3	
9		Прокладка	96		Сталь Ст 3	
10		Пластина	32		Сталь Ст 3	
		болты ГОСТ 7798-70			Сталь 35	
11		M22 * 80. 36. 05	32			
12		M16 * 30. 35. 05	64			
		Шайбы ГОСТ 11371-78			Сталь Ст 3	
13		22. 01. 05	32			
14		16. 01. 05	64			

				00.00.000 80		
Лист	Акт	Проект	Мод.	Черт.	Карус варянной сушилки	Лист
Разраб.					чертеж общего вида.	Масса
Провер.						1:20
Утвержд.						Лист
Рис.						Листов 1
В.контр.						
Этп.						





- Примечание.**
1. Элемент ручной обратноточеский ЭРО-3-6,5/900. ТЭ 6-05-221-609-01 поз. В не распаковывается и вместе с элементами, входящими в комплект запасных частей, поставляется потребителю в упаковке завода-изготовителя.
 2. Размеры для справок.

Таблица штуцеров

Наименование	Кол-во	Диаметр	Длина	Материал	Примечание
Вход исходного раствора	1	10	6,3		
Выход концентрата	1	10	6,3		
Выход фильтрата	2	10	6,3		

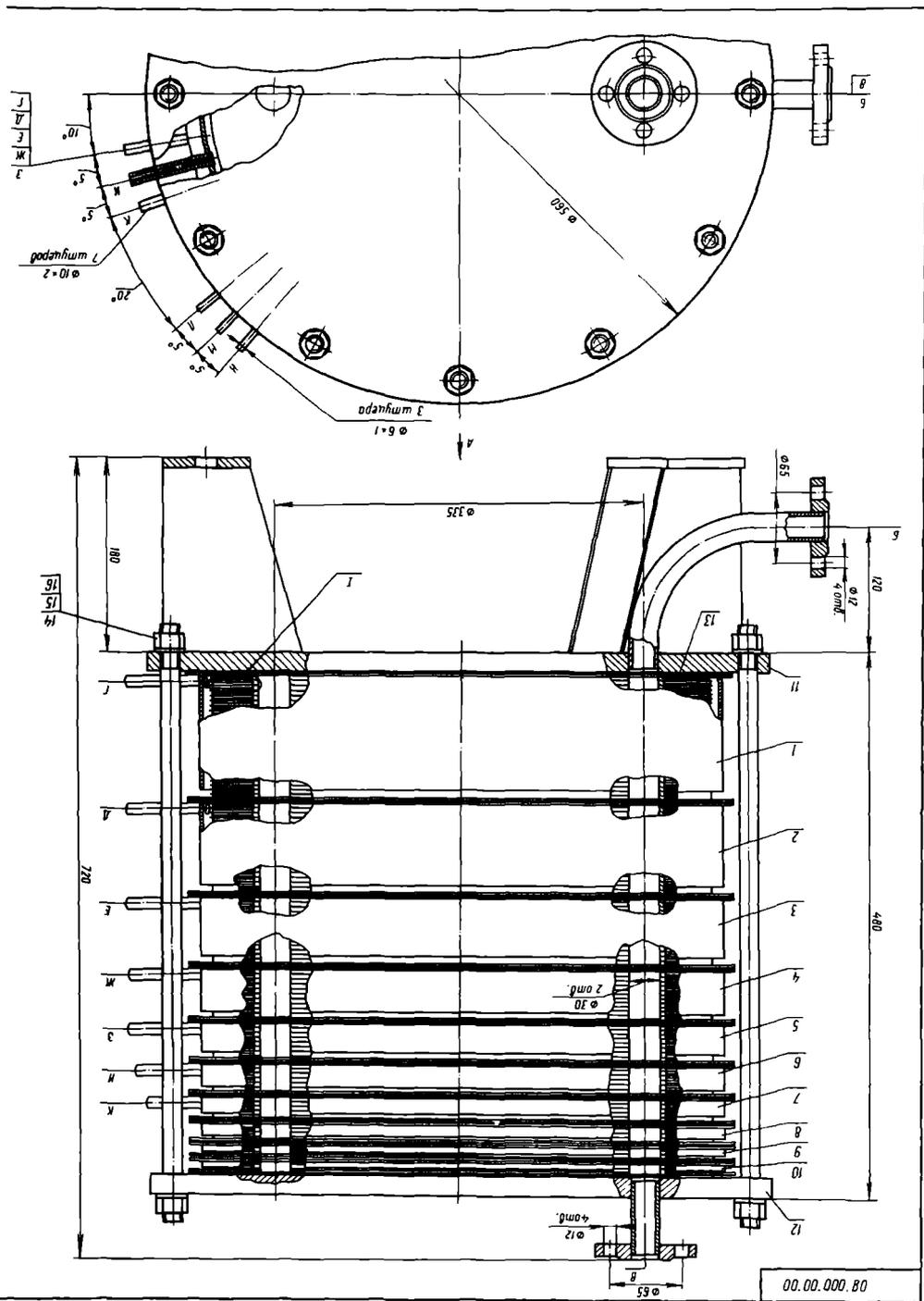
- Техническая характеристика**
1. Аппарат предназначен для концентрирования водного раствора СвС₂ от 0,8 до 3,2 % (масс.).
 2. Рабочий объем аппарата 0,2 м³.
 3. Производительность по исходному раствору 2,5 · 10³ кг/с.
 4. Поверхность мембран в аппарате 13 м².
 5. Рабочее давление 5 МПа.
 6. Рабочая температура 25 °С.

- Технические требования**
1. При изготовлении и поставке должны выполняться требования:
 - а) Государственного СССР;
 - б) ГОСТ 79.2.003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - в) ОСТ 26-291-79 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования».
 2. Материал деталей аппарата контактирующих с разделительным раствором из стали 18Н10Г.
 3. Аппарат испытать на прочность и плотность виброиспытаниями с 13 завода изготовителя.
 4. Аппарат испытать на прочность и плотность виброиспытаниями с 25 МПа.
 5. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОМ 26-01-71-68 «Сварка в химическом машиностроении».
 6. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографическими.
 6. Размеры для справок.

№з.	Обозначение	Наименование	Кол.	Материал	Нормированный материал	Примечание
1		Корпус	1			
2		Крышко	2	Сталь 18Н10Г		
3		Штуцер	1	Сталь 18Н10Г		
4		Гайка	2	Сталь 20		
5		Кольцо ВПС ГОСТ 24868-86	2	Сталь ВПС 24		
		ГОСТ 13943-86				
		Кольцо ГОСТ 9833-73		Резина КР-360-3		
		ГОСТ 18825-73				
6		107-108-36-2-1	2			
7		018-022-25-2-1	2			
8		Элемент ЭРО-3-6,5/900				
		ТУ 6-05-221-609-01	2			
9		Втулка				
		ТУ 6-05-221-609-01	2			

00.00.00.00

№ документа	Исполн.	Проф.	Место	Аппарат	Масса	Результат
				Аппарат обратного осмоса с ручными элементами		1:1
				Чертеж общего вида.		
					Лист	Листов



Техническая характеристика

1. Предназначен для концентрирования тигельбина от 0,015 до 0,15 % (масс.).
2. Рабочий объем аппарата 0,06 м³.
3. Производительность по исходному раствору 0,2 кг/с.
4. Поверхность мембран во всех 10 секциях 33,6 м².
5. Рабочее давление 0,3 МПа.
6. Рабочая температура 25 °С

Технические требования

При изготовлении, испытании и установке аппарата должны выполняться требования:

- а) Госгортехнадзора;
 - б) ГОСТ 12200.3-74 „Оборудование производственное. Общие требования безопасности“;
 - в) ГОСТ 26-231-79 „Сварки и аппараты стальные сварные. Технические требования“.
2. Материал мембран - ацетилцеллюлоза, колец - лавсановая пленка, сепаратора - карбонная сетка. Прокладочные листы - из ватмана марки В ГОСТ 597-73 дренажная сетка - из латуни Л68 ГОСТ 15.527-70. Прокладки между фильтрующими элементами - из паронита ГОСТ 481-80, прокладки между секциями - из резины ТМКЦ - ГОСТ 7338-71. Остальные сварочные единицы и детали - из стали 20, ГОСТ 1050-74 и в Ст.3 сл.4 ГОСТ 380-71.
3. Аппарат испытать на прочность и герметичность гидравлически под давлением 0,45 МПа.
 4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-82-77 „Сварка в химическом машиностроении.“ Сварку стали 20 и в Ст.3 сл.4 произвести электродом марки АНО-6-30-2 ГОСТ 9467-75.
 5. Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенографически.
 6. Размеры для справок.

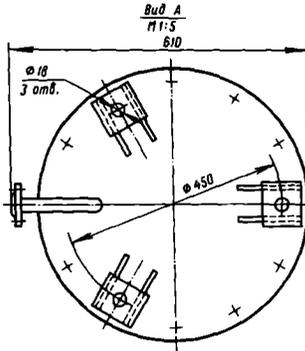
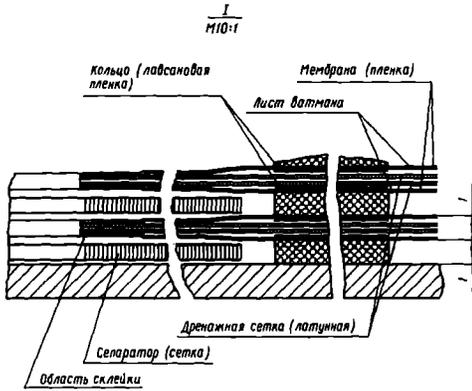


Таблица штицеров

Обозначение	Наименование	Кол.	Прочность условная Ду, мм	Давление условное Р _у , МПа
Б	Выход исходного раствора	1	20	0,6
В	Выход концентрата	1	20	0,6
Г	Выход фильтрата	1	6	-
Д	Выход фильтрата	1	6	-
Е	Выход фильтрата	1	6	-
Ж	Выход фильтрата	1	6	-
З	Выход фильтрата	1	6	-
И	Выход фильтрата	1	6	-
К	Выход фильтрата	1	6	-
Л	Выход фильтрата	1	4	-
М	Выход фильтрата	1	4	-
Н	Выход фильтрата	1	4	-

№	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса шт.	Наименование и марка материала	Примечание
1		Секция	1			
2		Секция	1			
3		Секция	1			
4		Секция	1			
5		Секция	1			
6		Секция	1			
7		Секция	1			
8		Секция	1			
9		Секция	1			
10		Секция	1			
11		Крышка нижняя	1			
12		Крышка верхняя	1			
13		Прокладка	11		Резина ТМКЦ-1	
14		Шпилька	12		Сталь 35	
15		Гайка М16.6.016.	24		Сталь 35	
16		Шайба 16.04.016.	24		Сталь 35	
		ГОСТ 11371-78				

00.00.000.00					
Изм.	Исполн.	Исполн.	Дата	Аппарат ультрафильтрационный павоскоромного типа.	Лист
Разраб.	Исполн.	Исполн.	Дата	жесток общего вида	Масса
Проект.	Исполн.	Исполн.	Дата		Масштаб
Т.контр.	Исполн.	Исполн.	Дата		1:2
Рис.	Исполн.	Исполн.	Дата		Лист
И.сметы.	Исполн.	Исполн.	Дата		Листов 1
Этп.	Исполн.	Исполн.	Дата		

Учебное издание

*Борисов Геннадий Сергеевич,
Брыков Валерий Павлович,
Дытнерский Юрий Иосифович,*

Каган Соломон Захарович,

*Ковалев Юрий Николаевич,
Кочаров Рубен Георгиевич,
Кочергин Николай Васильевич,*

Мартюшин Сергей Игоревич,

*Набатов Вячеслав Александрович,
Трушин Александр Михайлович,
Шерешев Михаил Анатольевич*

Основные процессы и аппараты химической технологии

Редактор *Р. Е. Миневич*
Художественный редактор *Л. А. Леонтьева*
Технический редактор *В. В. Лебедева*
Корректоры *М. А. Ивлиева* и *Л. В. Лазуткина*

ИБ № 2476

Сдано в набор 20.08.90. Подп. в печ. 05.07.91. Формат бумаги 70×100¹/₁₆. Бумага офс. № 2. Гарнитура Литературная. Печать офсетная. Усл. печ. л. 40,3. Усл. кр.-отт. 40,3. Уч.-изд. л. 45,48. Тираж 24 000 экз. Заказ 580. Цена 4 р. 60 к.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия»
107076, Москва, Стромынка, 21, корп. 2

Ленинградская типография № 2
головное предприятие ордена Трудового Красного Знамени
Ленинградского объединения «Техническая книга»
им. Евгении Соколовой
Государственного комитета СССР по печати.
198052, г. Ленинград, Л-52, Измайловский пр., 29.

ВНИМАНИЮ СПЕЦИАЛИСТОВ!

Издательство «Химия» готовит к выпуску:

КСЕНЗЕНКО В. И., СТАСИНЕВИЧ Д. С.
Химия и технология брома, иода и их соединений. 20 л.

В книге описаны основные физико-химические свойства брома, иода и их соединений, указаны важнейшие источники сырья для их получения. Рассмотрены способы извлечения брома и иода из минеральных вод, а также технология получения наиболее важных неорганических бром- и иодсодержащих соединений.

Книга рассчитана на инженерно-технических работников, сотрудников научно-исследовательских институтов и проектных организаций, занимающихся вопросами производства и применения брома, иода и их соединений. Может быть полезна аспирантам и студентам, специализирующимся в области химии и технологии неорганических продуктов.

ВНИМАНИЮ СПЕЦИАЛИСТОВ!

Издательство «Химия» готовит к выпуску:

**КСЕНЗЕНКО В. И., СЕМЕНОВА И. В., ЕЛИ-
НЕК А. В. Общая химическая технология.
25 л.**

Книга является учебным пособием по курсу «Общая химическая технология» для студентов высших учебных заведений и лиц, изучающих ОХТ самостоятельно. В ней изложены общие закономерности химической технологии; основы теории, расчета и подход к выбору химических реакторов; рассмотрены гетерогенные и каталитические процессы и их аппаратное оформление. Приведены методы организации химико-технологических процессов, даны сведения о химическом сырье, воде и источниках энергии. Описаны производства важнейших химических продуктов — серной и азотной кислот, аммиака, продуктов основного органического синтеза и высокомолекулярных соединений.

Книга будет полезна инженерно-техническим работникам химической и нефтехимической промышленности.