



И.Л.ИОФФЕ

Проектирование процессов и аппаратов химической технологии

*Допущен Министерством химической
и нефтеперерабатывающей промышленности СССР
в качестве учебника для средних
специальных учебных заведений*



Ленинград · «ХИМИЯ»
Ленинградское отделение
1991

ББК 6П7.1
И758
УДК 66.01.001.63 (075.32)

Рецензенты: заслуженный учитель РСФСР, преподаватель Ленинградского политехнического техникума *Ю. Я. Мозжерин*;
доцент, канд. техн. наук *С. В. Миносьянец* (МХТИ им. Д. И. Менделеева)

Иоффе И. Л.

И758 Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов. — Л.: Химия, 1991. — 352 с., ил.

ISBN 5-7245-0514-2

Изложены основы проектных расчетов установок и аппаратов для проведения типовых процессов химической технологии. Даны числовые расчеты. Представлены схемы установок, общие виды и узлы основных химических аппаратов.

Для учащихся техникумов химико-технологических специальностей. Будет полезен проектировщикам процессов и аппаратов химической промышленности.

И $\frac{280200000-106}{050(01)-91}$ 109—90

ББК 6П7.1

ISBN 5-7245-0514-2

© И. Л. Иоффе, 1991

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	6
Глава 1. Конструкционные материалы в химическом аппаратостроении	7
Глава 2. Физико-химические свойства веществ	17
Основные условные обозначения	17
2.1. Общие сведения	17
2.2. Плотность	18
2.3. Вязкость	19
2.4. Поверхностное натяжение	20
2.5. Теплоемкость	20
2.6. Теплопроводность	21
2.7. Удельная теплота парообразования (конденсации)	23
2.8. Коэффициент диффузии	23
Глава 3. Гидравлические расчеты	25
Основные условные обозначения	25
3.1. Расчет диаметра трубопровода	25
3.2. Расчет гидравлического сопротивления трубопроводов	26
3.3. Расчет насосов, вентиляторов, компрессоров	28
3.4. Пример расчета центробежного насоса	33
Глава 4. Фильтрование	35
Основные условные обозначения	35
4.1. Общие сведения	35
4.2. Методика расчета фильтров	39
4.2.1. Технологический расчет	39
4.2.2. Энергетический расчет	43
4.2.3. Основные конструкции и параметры фильтров	44
4.2.4. Расчет и подбор вспомогательного оборудования	46
4.3. Пример расчета барабанного вакуум-фильтра	52
Глава 5. Теплообменные аппараты	60
Основные условные обозначения	60
5.1. Общие сведения	60
5.2. Методика расчета теплообменников	63
5.2.1. Тепловые балансы теплообменных аппаратов	64
5.2.2. Средний температурный напор	66
5.2.3. Коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи	68
5.2.4. Конструктивный расчет теплообменных аппаратов	76
5.2.5. Основные конструкции и параметры стандартных теплообмен- ных аппаратов	87
5.2.6. Расчет тепловой изоляции	100
5.2.7. Гидравлический расчет теплообменных аппаратов	102

5.3. Примеры расчета теплообменников	104
5.3.1. Расчет кожухотрубного холодильника	108
5.3.2. Расчет пластинчатого подогревателя	108
5.3.3. Варианты заданий для расчета теплообменников	117
Глава 6. Выпаривание	118
Основные условные обозначения	118
6.1. Общие сведения	118
6.2. Методика расчета выпарных аппаратов	121
6.2.1. Расчет однокорпусного выпарного аппарата	122
6.2.2. Расчет вспомогательного оборудования	131
6.2.3. Расчет многокорпусной выпарной установки	133
6.3. Примеры расчета выпарных установок	138
6.3.1. Расчет однокорпусной выпарной установки	138
6.3.2. Расчет трехкорпусной вакуум-выпарной установки	156
6.3.3. Варианты заданий для проектирования выпарных установок	166
Приложения	171
Глава 7. Емкостные химические реакторы	177
Основные условные обозначения	177
7.1. Общие сведения	178
7.2. Методика расчета реакторов	180
7.2.1. Материальный баланс	180
7.2.2. Тепловой баланс	183
7.2.3. Технологический расчет реактора	187
7.2.4. Определение площади поверхности теплообмена и размеров рубашки, змеевика или трубчатки	192
7.3. Технологический расчет мешалки	193
7.4. Пример расчета реактора с мешалкой	197
Глава 8. Абсорбция	202
Основные условные обозначения	202
8.1. Общие сведения	203
8.2. Методика расчета	204
8.2.1. Материальный баланс	206
8.2.2. Тепловой баланс	208
8.2.3. Построение рабочей линии, кривой равновесия и теоретических тарелок	209
8.2.4. Определение движущей силы процесса абсорбции	210
8.2.5. Расчет скорости и диаметра абсорбера	211
8.2.6. Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера	216
8.3. Гидравлическое сопротивление насадочных колонн	226
8.4. Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн	228
8.5. Пример расчета насадочного абсорбера	230
Глава 9. Ректификация	245
Основные условные обозначения	245
9.1. Общие сведения	245
9.2. Методика расчета	248
9.2.1. Материальный баланс	249
9.2.2. Графическое определение минимального флегмового числа	251
9.2.3. Графическое определение рабочего флегмового числа	251
9.2.4. Построение диаграмм	252

9.2.5. Построение линий рабочих концентраций, графическое определение числа теоретических и действительных тарелок, числа единиц переноса	254
9.2.6. Определение к. п. д. тарелки	257
9.2.7. Определение объемов и объемных скоростей пара и жидкости, проходящих через колонну	258
9.2.8. Определение диаметра колонны и скорости пара	259
9.2.9. Расчет высоты колонны	259
9.2.10. Тепловой баланс ректификационной колонны	260
9.3. Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны	261
Глава 10. Сушка	276
Основные условные обозначения	276
10.1. Общие сведения	277
10.2. Методика расчета конвективных сушильных установок	280
10.2.1. Основные параметры теплоносителя	281
10.2.2. Материальный баланс	284
10.2.3. Тепловой баланс	285
10.2.4. Расчет барабанной сушилки	290
10.3. Расчет вспомогательного оборудования	293
10.3.1. Расчет калорифера	293
10.3.2. Расчет циклона	294
10.4. Расчет сушилки с псевдоожиженным слоем	297
10.5. Расчет контактных сушилок	301
10.6. Пример расчета барабанной сушилки, обогреваемой воздухом	302
Глава 11. Экономические расчеты при проектировании	318
Глава 12. Содержание и объем курсового проекта	332
12.1. Содержание и оформление пояснительной записки	332
12.2. Оформление графической части курсового проекта	340
Библиографический список	347

2.
 8.
 1
 8.
 8.

ПРЕДИСЛОВИЕ

В современной химической промышленности широкое применение нашли высокоэффективные технологические процессы с использованием агрегатов большой единичной мощности, средств механизации и автоматизации.

В структуре химического производства техник-технолог занимает должности аппаратчика, оператора технологических установок, мастера или начальника участка, начальника смены производства, техника-конструктора и др. Таким образом, техник-технолог занимается организацией и управлением производства, разработкой необходимой конструкторской документации, связанной с реконструкцией и проектированием производств. Для реализации этих функций необходимы глубокие знания техники и технологии, методик расчета технологического процесса и оборудования. Определяющая роль в этом принадлежит курсу «Процессы и аппараты химической технологии», который базируется на фундаментальных законах естественных наук и составляет теоретическую базу химической технологии.

Курсовой проект является завершающим этапом изучения предмета. В период работы над курсовым проектом учащиеся приобретают навыки самостоятельной работы по выполнению расчетов химической аппаратуры и графическому оформлению объектов проектирования, знакомятся с действующей нормативно-технологической документацией, справочной литературой, приобретают навыки выбора аппаратуры и технико-экономических обоснований.

В учебнике приведены основы проектирования наиболее распространенных химических установок и аппаратов, необходимые справочные данные и рекомендации, которые помогут учащимся выполнить курсовой проект, близкий к реальным условиям производства.

Каждый раздел составлен по следующей схеме: 1) краткое изложение теоретических основ процесса; 2) основные расчетные формулы, применяемые при проектировании; 3) примеры расчета оборудования, доведенные до цифровых результатов; 4) графическая часть (технологическая схема с КИП и А, чертеж аппарата); 5) необходимые справочные таблицы.

В последней главе даны рекомендации по содержанию и оформлению пояснительной записки и графической части проекта.

Программы для ЭВМ по расчету аппаратов разработаны совместно с Н. Н. Камневым, графическая часть — с Т. И. Иоффе.

Все замечания и советы по улучшению содержания учебника будут приняты с благодарностью.

КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ В ХИМИЧЕСКОМ АППАРАТОСТРОЕНИИ

В химической промышленности условия работы аппаратов характеризуются широким диапазоном температур — примерно от -254 до $+2500$ °С при давлениях от 0,015 Па до 600 МПа при агрессивном воздействии среды. Основными требованиями, которым должны отвечать химические аппараты, являются механическая надежность, долговечность, конструктивное совершенство, простота изготовления, удобство транспортирования, монтажа и эксплуатации. Поэтому к конструкционным материалам проектируемой аппаратуры предъявляют следующие требования: 1) высокая коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах при рабочих параметрах процесса; 2) высокая механическая прочность при заданных рабочих давлениях, температуре и дополнительных нагрузках, возникающих при гидравлических испытаниях и эксплуатации аппаратов; 3) хорошая свариваемость материалов с обеспечением высоких механических свойств сварных соединений; 4) низкая стоимость и доступность материалов. Кроме того, при выборе конструкционных материалов необходимо учитывать физические свойства материалов (теплопроводность, линейное расширение и т. д.).

Для изготовления аппаратов в химической промышленности в качестве конструкционных материалов применяют черные металлы и сплавы (стали, чугуны), цветные металлы и сплавы, незащищенные и защищенные с поверхности покрытиями (металлическими и неметаллическими), неметаллические материалы (пластмассы, материалы на основе каучука, керамику, углеродистые и силикатные материалы, дерево).

Под коррозией понимают разрушение поверхности металла вследствие протекания химических или электрохимических процессов.

Химическая коррозия — результат взаимодействия металла с химически активными веществами. Частными случаями химической коррозии являются газовая водородная, карбонильная, сероводородная и некоторые случаи атмосферной коррозии.

Электрохимическая коррозия заключается в переходе в электролит ионов металла под действием разности потенциалов, обусловленной химической и структурной неоднородностью отдельных участков поверхности металла и градиента температуры. К частным ее случаям относятся некоторые виды влажной атмосферной и почвенной коррозии, протекающей под действием блуждающих токов, а также контактная коррозия (в зоне

контакта различных металлов, при соприкосновении их с электролитом).

Обычно скорость растворения металлов при равномерной коррозии выражают потерей массы с единицы поверхности в единицу времени — K , г/(м²·ч). При конструировании аппаратов удобнее оценивать возможную коррозию по глубинному показателю (проницаемости Π , мм/год), который связан с массовым показателем K зависимостью [18]

$$\Pi = 8,76K/\rho,$$

где ρ — плотность металла, г/см³.

Коррозионную стойкость металлов и сплавов в соответствии с ГОСТ 13819—68 определяют по десятибалльной шкале:

Группа стойкости	Скорость коррозии, мм/год	Балл
Совершенно стойкие	Менее 0,001	1
	0,001—0,005	2
Весьма стойкие	0,005—0,010	3
	0,01—0,05	4
Стойкие	0,05—0,10	5
	0,1—0,5	6
Пониженно стойкие	0,5—1,0	7
	1,0—5,0	8
Малостойкие	5,0—10,0	9
	Более 10,0	10

Для изготовления химической аппаратуры должны использоваться конструкционные материалы, скорость коррозии которых не превышает 0,1—0,5 мм/год; чаще применяются материалы стойкие (скорость коррозии 0,01—0,05 мм/год).

Коррозионная стойкость определяет долговечность химического оборудования. Для большинства типов оборудования химических заводов установлена длительность эксплуатации 7—10 лет. Излишняя долговечность не может быть оправдана, так как оборудование морально устаревает и требует замены.

Материал, из которого изготавливают химические аппараты, должен обладать высокой химической стойкостью не только для обеспечения необходимой долговечности аппарата, но и для безопасности условий работы и сохранения чистоты продукта. Разрушившийся материал загрязняет продукт, снижает его качество и может проявить каталитические свойства в побочных процессах или, наоборот, может быть каталитическим ядом (например, в процессе окисления аммиака).

Разрушение неметаллических материалов представляет собой химическое их разрушение, происходящее в результате воздействия внешней среды (жидких и газообразных реагентов, нагрева и охлаждения), метеорологических условий и микробиологического процесса. Воздействие водных растворов ве-

Для обозначения категории стали к обозначению марки стали после номера марки добавляют индексы: кп, сп, пс. Например, СтЗсп2, БСтЗкп2, ВСтЗпс2. Первую категорию в обозначении марки не указывают (например, ВСтЗсп).

Кипящая сталь получается более ускоренным способом при недостаточно полном раскислении, поэтому при застывании в изложнице из металла выделяются пузырьки СО, образующиеся за счет реакции FeO с углеродом стали. Эта сталь дешевле полуспокойной и спокойной стали. По сравнению со спокойной сталью (минимальное количество FeO обеспечивает «спокойное» застывание стали в изложнице), получаемой при полном раскислении, кипящая сталь обладает большей склонностью к хладноломкости, меньшей стойкостью против хрупких разрушений при низких температурах и худшей свариваемостью. Полуспокойная сталь — это сталь промежуточного типа.

Сталь углеродистая обыкновенного качества применяется при изготовлении обечаек, днищ, фланцев, люков, лазов, патрубков и других деталей аппаратов, работающих в интервале температур от -20 до $+425^{\circ}\text{C}$ и давлении до 5 МПа; с антикоррозийными покрытиями она пригодна и для изготовления аппаратов, работающих в агрессивных средах.

Сталь углеродистая качественная конструкционная (ГОСТ 1050—74) используется для изготовления сварных эмалированных аппаратов, корпусов, днищ, трубных пучков теплообменников, змеевиков и других элементов аппаратов, работающих в интервале температур от -20 до $+475^{\circ}\text{C}$ при давлении до 10 МПа с неагрессивными и малоагрессивными средами.

В марке стали двузначные числа например, 08, 10, 15, 20 обозначают содержание углерода в сотых долях процента, буква Г — повышенное содержание марганца.

Легированные стали. Для улучшения физических, механических, химических и технологических свойств сталей в их состав вводятся легирующие элементы, такие как никель, хром, марганец, молибден, титан и др.

В обозначении марки стали первые цифры указывают среднее содержание углерода в сотых долях процента. Буквы за цифрами обозначают: С — кремний, Г — марганец, Х — хром, Н — никель, Т — титан, В — вольфрам, М — молибден, Ю — алюминий, Р — бор, Ц — цирконий, К — кобальт, Д — медь, Б — ниобий, Ф — ванадий и т. д. Цифры, стоящие после буквенного обозначения легирующего элемента, указывают примерное содержание соответствующего элемента в процентах; при содержании элемента до 1,5 процента цифра не ставится. Марки высококачественной стали имеют в конце букву А.

Хром повышает твердость, увеличивает жаропрочность стали, повышает ее устойчивость против коррозии.

Никель сильно увеличивает вязкость стали, повышает пластичность, прочность, коррозионную стойкость, но является дорогим легирующим элементом. Часто применяется совместно с добавками хрома.

Марганец повышает твердость и прочность стали. Высокомарганцевая сталь, содержащая 10—15 % Мп, применяется для изготовления изделий и деталей, обладающих большой стойкостью против износа (например, шаров для шаровых мельниц и щек дробильных машин).

Молибден повышает прокаливаемость стали, способствует сохранению прочности при повышенной температуре, улучшает обрабатываемость, повышает коррозионную стойкость к горячим кислотам (серной и фосфорной) и хлорсодержащим веществам.

Кремний повышает коррозионную стойкость, твердость и упругость стали и незначительно снижает пластичность.

Ванадий увеличивает пластичность, прокаливаемость стали, улучшает механическую обработку, повышает стойкость стали к водородной коррозии.

Титан повышает прочность и пластичность сталей.

Вольфрам обеспечивает высокие механические свойства стали.

В зависимости от количества легирующих компонентов стали подразделяются на низколегированные, легированные и высоколегированные и сплавы коррозионностойкие, жаростойкие и жаропрочные.

Стали низколегированные конструкционные (ГОСТы 4422—83 и 5520—79, СТСЭВ 103—74) содержат до 2,5 % легирующих компонентов; используют их для изготовления обечаек, днищ, фланцев, штуцеров, трубных решеток и других деталей аппаратов, работающих при давлении до 10 МПа в интервале температур от -70 до $+475^{\circ}\text{C}$ с неагрессивными средами.

Стали легированные конструкционные (ГОСТ 4543—71) содержат от 2,5 до 10 % легирующих компонентов и применяются для изготовления обечаек, днищ, фланцев, трубных решеток и других деталей аппаратов, работающих в интервале температур от -40 до $+560^{\circ}\text{C}$ при давлении до 10 МПа, а также для изготовления тяжело нагруженных деталей машин (шестерен, коленчатых валов, роторов центрифуг и т. д.).

Стали высоколегированные и сплавы коррозионностойкие, жаростойкие и жаропрочные (ГОСТ 5632—72) применяют для изготовления элементов машин и аппаратов, работающих в интервале температур от -253 до $+800^{\circ}\text{C}$ при повышенных давлениях и агрессивных средах.

Благодаря повышенной химической стойкости высоколегированные стали находят широкое применение в различных отраслях химической промышленности. Широко используются высоколегированные хромоникелевые стали с содержанием хрома 18—20 % и никеля 8—10 % (например, сталь марки 12X18H10T). Хромоникелевые стали обладают высокой коррозионной стойкостью к агрессивным средам, жаростойкостью и жаропрочностью, немагнитны, хорошо штампуются, свариваются, удовлетворительно обрабатываются резанием. Вследствие высокой прочности легированных сталей аппараты, изготовленные из них, более легки и надежны, чем изготовленные из углеродистых сталей для тех же условий работы. Однако легированные стали намного дороже углеродистых. Поэтому для изготовления химической аппаратуры находят все большее применение двухслойные стали.

Двухслойные стали (ГОСТ 10885—85) позволяют экономить дорогостоящие высоколегированные стали. Они представляют собой листы, состоящие из двух гомогенно соединенных слоев: основного из недефицитной стали и плакирующего (защитного) из высоколегированной стали. Значения стандартной толщины основного и плакирующего слоев приведены в [14].

Согласно техническим условиям, применение двухслойной стали ограничено, в частности, для материала, состоящего из ВСтЗсп и 12X18H10T, температурой стенки аппарата 250 °С и давлением 5 МПа. Это вызвано различием в значениях температурного коэффициента линейного расширения основного и плакирующего слоев.

Чугуны — высокоуглеродистые железные сплавы с содержанием углерода более 2 %. Низкая стоимость чугунов наряду с удовлетворительными механическими свойствами обеспечила широкое применение их в технике как конструкционного материала.

Чугуны, как материалы, обладающие хорошими литейными свойствами, широко применяют для изготовления корпусных деталей и узлов сложных конфигураций.

Промышленность выпускает 10 марок серого чугуна (от СЧ10 до СЧ45). Цифра после букв указывает среднее значение прочности при растяжении в десятках мегапаскалей (ГОСТ 1412—85, СТ СЭВ 4560—84). Для изготовления химической аппаратуры серые чугуны используют ограниченно. Они работают при температуре от —15 до +250 °С и давлении до 1 МПа. Химическая стойкость их очень низкая.

Для изготовления аппаратов, работающих со щелочными растворами при давлении до 1 МПа и температуре от —15 до +300 °С, выпускают щелочестойкие чугуны СЧЩ-1 и СЧЩ-2, легированные хромом и никелем.

Для изготовления аппаратов простой конфигурации, предназначенных для работы с сильно агрессивными средами (соляная, азотная и серная кислоты) при давлении до 0,25 МПа и температуре от 0 до 700 °С, применяют высококремнистые чугуны, содержащие 15—17 % кремния, ферросилиды С-15, С-17 и антихлор МФ-15. Антихлор МФ-15 содержит 15 % Si и 4 % Mo.

Цветные металлы и их сплавы в химическом машиностроении применяют для изготовления машин и аппаратов, работающих со средами средней и повышенной агрессивности.

Алюминий (ГОСТ 11069—74) и его сплавы (ГОСТ 4784—74, СТ СЭВ 730—77, СТ СЭВ 996—78) применяют для изготовления резервуаров, колонн, теплообменников, реакционных и других аппаратов, работающих в интервале температур от —196 до +150 °С при давлении до 0,6 МПа. Алюминий химически стоек к агрессивному действию концентрированной азотной кислоты, сернистых соединений и паров серы, а также многих органических соединений, но не стоек к действию щелочных растворов. Положительными свойствами алюминия является его высокая теплопроводность (в 4,5 раза выше, чем у стали), малая плотность и высокая пластичность, обеспечивающая хорошую прокатываемость и способность штамповаться. Однако алюминий имеет малую прочность.

Медь (ГОСТ 859—78) и ее сплавы — латунь (ГОСТ 15527—70) и бронзы (ГОСТ 18175—72) — применяют для изготовления емкостных аппаратов, теплообменников, ректификационных колонн и других аппаратов в интервале температур от —254 до +400 °С при давлении до 20 МПа со средами средней агрессивности (10—40 %-ная серная кислота, уксусная кислота любой концентрации при температуре до 40 °С, бензол, метиловый и этиловый спирты и др.).

Медь стойка в растворах щелочей, но неустойчива к действию окислительных кислот, так как не образует прочных защитных оксидных пленок. Она хорошо прокатывается, тянется, штампуется, обладает максимальной теплопроводностью среди конструкционных материалов. Чаще всего медь используют в технике глубокого холода.

Титан и его сплавы находят все большее применение как конструкционные или облицовочные материалы, обладающие высокой коррозионной стойкостью во многих сильных агрессивных средах (азотной кислоты, нитритов, нитратов, хлоридов, сульфидов, фосфорной и хромовой кислот, органических кислот и мочевины). Однако титан разрушается в серной, соляной и плавиковой кислотах, а также в азотной кислоте, содержащей оксиды азота.

Титан и его сплавы по прочностным показателям приближаются к стали, но имеют значительно меньшую плотность

(4500 кг/м³). Титан имеет хорошие физические свойства и достаточную технологичность при переработке в изделия. Высокая стоимость титана окупается низкими затратами на ремонт, долговечностью оборудования.

Из титановых сплавов изготавливают фильтры, сушилки, теплообменники, колонные аппараты и другое оборудование.

Свинец (ГОСТ 3778—77Е, СТ СЭВ 142—75) применяется главным образом для покрытия внутренних поверхностей стальных аппаратов, так как свинец обладает высокой коррозионной стойкостью во многих средах (серной кислоте концентрации до 80 % и др.).

Никель считается одним из лучших материалов химического аппаратостроения вследствие высокой механической прочности и коррозионной стойкости во многих средах. Он обладает высокой стойкостью в серной, соляной, большинстве органических кислот и растворов солей (азотнокислых, хлористых, серноокислых). Широкому распространению никеля препятствует его высокая стоимость и дефицитность.

Тантал характеризуется высокой прочностью и тугоплавкостью. Температура его плавления 3000 °С. Тантал стоек в сильноагрессивных средах, таких как горячая соляная кислота, смесь соляной и азотной кислоты («царская водка»), но нестойк к воздействию олеума, соединений фтора, концентрированных растворов щелочей.

Неметаллические материалы (пластмассы, резина, углеграфитовые материалы, стекло, эмали, керамика и др.) применяют в химическом аппаратостроении как конструкционные и футеровочные материалы. Они позволяют экономить дорогостоящие и дефицитные металлы.

Фаолит — кислотостойкая пластическая масса, представляющая собой композицию фенолоформальдегидной смолы и кислотостойкого наполнителя — асбеста, графита, кварцевого песка. Фаолит устойчив к растворам соляной кислоты любых концентраций, к серной и фосфорной кислотам, хлорированным углеводородам, минеральным маслам. Его не рекомендуют применять для растворов щелочей, азотной кислоты и некоторых окислителей (Вг₂ и др.). Применяют фаолит для изготовления колонной, емкостной аппаратуры, теплообменников, труб, запорной арматуры и деталей центробежных насосов.

Полиэтилен — термопластичный материал, который перерабатывается в изделия прессованием, сваркой, литьем под давлением. При нормальной температуре полиэтилен стоек к действию минеральных кислот, щелочей и растворов солей, обладает хорошими диэлектрическими свойствами и морозостойкостью. Применяется для изготовления труб, различных изделий сложной конфигурации, в качестве футеровочного материала химической аппаратуры, работающей в интервале тем-

ператур от -60 до $+60^{\circ}\text{C}$ и давлении до 1 МПа. Для предотвращения процесса старения, происходящего под влиянием атмосферных воздействий, в состав полиэтилена вводят сажу и другие стабилизирующие вещества.

Фторопласт — наиболее ценный конструкционный неметаллический материал. По антикоррозионным свойствам он превосходит все известные материалы, включая платину, стоек ко всем минеральным и органическим кислотам, совершенно нерастворим ни в одном из известных растворителей, но нестойк к воздействию расплавленных щелочных металлов или их растворов в аммиаке, элементарного фтора и трехфтористого хлора. Фторопласт не сваривается и склеивается с трудом. Применяется для изготовления трубопроводов химической промышленности, деталей аппаратов, работающих со средами средней и высокой агрессивности. Суспензия фторопласта-3 используется для антикоррозионных покрытий стальной аппаратуры.

Винипласт устойчив к воздействию почти всех кислот, щелочей и растворов солей любых концентраций. Исключение составляют сильные окислители — азотная кислота, олеум. Винипласт нерастворим во всех органических растворителях за исключением ароматических и хлорированных углеводородов, таких как бензол, толуол, дихлорэтан, хлорбензол. Из винипласта изготавливают обечайки, днища, штуцера, трубопроводы химических производств, работающие в интервале температур от 0 до 40°C при давлении до 0,6 МПа. Винипласт, изготавливаемый в виде пленки толщиной 0,3—1,0 мм, применяется в качестве антикоррозионной футеровки стальной химической аппаратуры.

Углеродистые материалы применяют для изготовления различной химической аппаратуры и изделий: теплообменников, колонных аппаратов, центробежных насосов, трубопроводной арматуры, облицовочных плит и т. д. Основным конструкционным материалом при этом является искусственный графит, пропитанный резольной фенолоформальдегидной смолой, или графитопласты (антегмиты) марок АТМ-1, АТМ-10, АТМ-1Г, полученные прессованием композиций из графита и фенолоформальдегидной смолы и последующей термообработкой их при температуре 160—200 $^{\circ}\text{C}$.

Антегмиты обладают высокой химической стойкостью во многих минеральных и органических кислотах, щелочах, растворах солей любых концентраций, применяются при температурах от -18 до $+115^{\circ}\text{C}$ и давлениях не более 0,3 МПа. Существенный недостаток этих материалов — низкая по сравнению с металлами механическая (особенно ударная) прочность, что ограничивает их применение.

Резина используется для гуммирования химической аппаратуры из углеродистых сталей, чугуна, алюминия и его

сплавов, предназначенной для работы со средами средней и высокой агрессивности.

Керамика обладает физико-химическими свойствами, позволяющими относить их к конструкционным материалам, из которых можно изготавливать высококачественное химическое оборудование. Основное их достоинство — высокая стойкость почти во всех химически активных средах. Исключение составляют плавиковая, кремнефтористоводородная и высококонцентрированная фосфорная кислота, а также горячие растворы щелочей концентрацией более 30 %. Прочностные свойства конструкционных керамических материалов в том числе твердого, цирконового, глиноземистого фарфора, оксидной и других видов керамики, позволяют изготавливать из них оборудование, работающее под избыточным давлением и при разрежении, а также детали, подвергающиеся эрозионному износу.

Керамику широко применяют для изготовления реакторов, тарельчатых колонных аппаратов, нутч-фильтров, кристаллизаторов, труб, насадок и тарелок для колонных аппаратов и т. д.

Стекло обладает высокой химической стойкостью к кислотам (кроме HF , H_3PO_4 , горячей H_2SiF_6), холодным щелочам, органическим растворителям и другим агрессивным средам. Для изготовления трубопроводов, смотровых окон используется силикатное (до 50°C) и боросиликатное (до 400°C) стекло. Для производства колонной и теплообменной аппаратуры, применяемой в производстве минеральных и органических кислот и различных реактивов, используется кварцевое стекло, отличающееся высокой термической устойчивостью (до 1000°C). Стекло устойчиво в органических и минеральных кислотах любых концентраций (за исключением плавиковой и фосфорной), но плохо сопротивляется растворам солей и щелочам.

Эмали широко используются как коррозионностойкий материал в качестве покрытия сварной стальной и литой чугунной аппаратуры, предназначенной для работы со многими средами средней и повышенной агрессивности в производствах химически чистых кислот, солей, красителей и т. д.

Низкая теплопроводность эмалевого покрытия неблагоприятно влияет на термостойкость аппарата, долговечность которого зависит от термостойкости покрытия. При резких изменениях температуры в эмалевом покрытии возникают микротрещины, которые со временем создают сколы и являются очагами местной коррозии.

Выбор конструкционных материалов и его экономическое обоснование. Выбор материала определяется рабочим давлением, температурой стенки аппарата, химическим составом и свойствами среды (коррозионной активностью, взрывоопасностью, токсичностью и т. д.). Часто выбор того или иного материала зависит не от агрессивности среды, а от влияния ма-

териала аппарата на перерабатываемые вещества и технологический процесс. При производстве веществ, особенно особо чистых, необходимо учитывать возможность загрязнения их продуктами коррозии, а также различными веществами при эрозии или выщелачивании конструкционных материалов. При выборе материалов учитываются их каталитические свойства, вызывающие побочные процессы.

В работах [10, с. 272—344; 19, с. 420—425] приведены рекомендуемые конструкционные материалы для химической аппаратуры, работающей в различных агрессивных средах и применяемые в производствах основного органического синтеза и неорганических веществ.

При конструировании необходимо учитывать экономическую целесообразность применения выбранного материала, т. е. его расход и стоимость.

ГЛАВА 2

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВЕЩЕСТВ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- M, m — масса, кг;
 V — объем, м^3 ;
 ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 β — коэффициент объемного расширения, К^{-1} ;
 t — температура, $^{\circ}\text{C}$;
 T — температура, K ;
 μ — динамический коэффициент вязкости, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 c — удельная теплоемкость, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$;
 λ — теплопроводность, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$;
 τ — удельная теплота парообразования (конденсации), $\text{Дж}/\text{кг}$;
 σ — поверхностное натяжение, $\text{Н}/\text{м}$;
 P — давление, Па ;
 D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
 x, \bar{x} — концентрация вещества в жидкой фазе соответственно в мольных и массовых долях;
 y, \bar{y} — концентрация вещества в газовой фазе соответственно в мольных или массовых долях.

2.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

При проектировании технологического оборудования необходимо знать физико-химические и другие свойства перерабатываемых веществ. Во всех случаях, когда это возможно, следует использовать опытные данные о свойствах веществ, которые приводятся в различных справочниках. Обычно в справочной литературе данные приводят для относительно широких интервалов физических условий температур, давлений, концентраций

и др. Промежуточные значения находят интерполяцией. В случае необходимости найти значение той или иной функции за пределами имеющих переменных необходимые свойства получают экстраполяцией. Интерполировать или экстраполировать можно аналитически или графически.

При отсутствии опытных данных свойства веществ следует определить расчетным путем. При полном отсутствии данных или невозможности рассчитать их теоретически необходимо пользоваться подобием физико-химических и других свойств.

В справочной литературе физико-химические свойства приводятся в различной системе единиц измерений. Полученные из справочников или вычисленные разносистемные единицы измерения необходимо привести к единицам СИ.

Свойства веществ выбирают из справочников или рассчитывают по заданной или средней температуре.

2.2. ПЛОТНОСТЬ

Плотность жидкости (газа):

$$\rho = m/V. \quad (2.1)$$

Плотность жидкости в зависимости от температуры:

$$\rho_t = \rho_{20} - \beta_t (t_{cp} - 20^\circ\text{C}) \quad (2.2)$$

или

$$\rho_t = \rho_{20}/(1 + \beta \Delta t), \quad (2.3)$$

где ρ_{20} — плотность жидкости при температуре 20°C ; β_t — температурная поправка на 1°C [6, табл. 1.2]; $\Delta t = t_{cp} - 20^\circ\text{C}$; t_{cp} — температура среды.

Значения коэффициента объемного расширения β принимают по [4; 15, с. 1; 2.2; 2.8, т. 1].

Плотность смеси жидкостей или газов:

$$\rho_{см} = y_1\rho_1 + y_2\rho_2 + \dots + y_n\rho_n, \quad (2.4)$$

где y_1, y_2, \dots, y_n — объемные доли компонентов; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — плотности компонентов смеси.

Плотность смеси жидкостей, при смешении которых не происходит существенных физико-химических изменений, можно рассчитать, принимая, что объем смеси равен сумме объемов компонентов [4]:

$$1/\rho_{см} = \bar{x}_1/\rho_1 + \bar{x}_2/\rho_2 + \dots + \bar{x}_n/\rho_n. \quad (2.5)$$

Здесь $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$ — массовые доли компонентов смеси; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — плотности компонентов смеси.

Плотность суспензии:

$$1/\rho_c = \bar{x}/\rho_{тв} + (1 - \bar{x})/\rho_{ж}, \quad (2.6)$$

где \bar{x} — массовая доля твердой фазы в суспензии; $\rho_{тв}, \rho_{ж}$ — плотности твердой и жидкой фаз.

Плотность растворов различных органических соединений:

$$\rho = \rho_{\text{в}} + A\bar{x} + B\bar{x}^2 + C\bar{x}^3, \quad (2.7)$$

где $\rho_{\text{в}}$ — плотность воды, кг/л; \bar{x} — концентрация растворенного вещества, %; A, B, C — размерные постоянные [15, с. 56, 57].

Плотность любого газа при температуре T и давлении P :

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 P}{T P_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 P}{T P_0}. \quad (2.8)$$

Здесь $\rho_0 = M/22,4$ — плотность газа при $T_0 = 273$ К и $P_0 = 10^5$ Па; M — молярная масса газа.

Плотность растворов неорганических веществ можно определить по формуле [2.3]

$$\rho = 1000 + C_1 k_1 + C_2 k_2 + C_3 k_3 + \dots \quad (2.9)$$

или

$$\rho = \frac{1000 \cdot 100}{100 - x_1 k_1 - x_2 k_2 - x_3 k_3 - \dots}, \quad (2.10)$$

где ρ — плотность, г/л; C_1, C_2, C_3, \dots — концентрации солей, грамм безводного вещества/л раствора; $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \bar{x}_3, \dots$ — массовые концентрации солей, %; k — коэффициент, средние значения которого при 20 °С приведены ниже:

Соединение	k	Соединение	k	Соединение	k
CH ₃ COOH	0,125	NaCl	0,65	Na ₂ SO ₄	0,81
HCl	0,445	AgCl ₃	0,67	NiCl ₂	0,88
H ₃ PO ₄	0,507	MgCl ₂	0,73	FeSO ₄	0,89
HNO ₃	0,51	SnCl ₂	0,74	MnSO ₄	0,91
H ₂ SO ₄	0,60	CaCl ₂	0,75	MgSO ₄	0,92
NH ₃	0,42	K ₂ SO ₄	0,75	Al ₂ (SO ₄) ₃	0,93
KOH	0,75	ZnCl ₂	0,76	ZnSO ₄	0,94
NH ₄ Cl	0,27	Fe ₂ (SO ₄) ₃	0,78	Na ₂ CO ₃	0,94
KCl	0,59	BaCl ₂	0,79		

Величина k может быть рассчитана по формуле

$$k = \frac{(\rho' - 1000) \cdot 100}{\rho' x}, \quad (2.11)$$

где ρ' — плотность бинарного раствора соответствующей соли; \bar{x} — массовая концентрация, %.

Экспериментальные данные по плотности веществ приведены в следующей литературе: [2; 4; 15; 2.2; 2.5; 2.6, 2.7; 2.8].

2.3. ВЯЗКОСТЬ

Динамический коэффициент вязкости газовых смесей:

$$M_{\text{см}}/\mu_{\text{см}} = y_1 M_1/\mu_1 + y_2 M_2/\mu_2 + \dots + y_n M_n/\mu_n. \quad (2.12)$$

Здесь M_1, M_2, \dots, M_n — молярные массы газовой смеси и отдельных компонентов; $\mu_{\text{см}}, \mu_1, \mu_2, \dots, \mu_n$ — динамические коэффициенты вязкости газовой смеси и компонентов смеси; y_1, y_2, \dots, y_n — объемные доли компонентов в смеси.

Зависимость вязкости газов от температуры:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (2.13)$$

где μ_t , μ_0 — динамические коэффициенты вязкости при температуре t и 0°C ; C — постоянная Сатерленда [см. 11; 6.4].

Вязкость смеси неассоциированных жидкостей (молекулы которых не соединяются в группы):

$$\lg \mu_{\text{см}} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots + x_n \lg \mu_n; \quad (2.14)$$

$$\mu_{\text{см}} = \mu_1^{x_1} \mu_2^{x_2} \dots \mu_n^{x_n}, \quad (2.15)$$

где $\mu_{\text{см}}$, μ_1 , μ_2 , ..., μ_n — динамические коэффициенты вязкости смеси и компонентов; x_1 , x_2 , ..., x_n — мольные доли компонентов в смеси.

Динамический коэффициент вязкости разбавленных суспензий вычисляется по следующим формулам:

1) при объемной концентрации твердой фазы менее 10 %

$$\mu_c = \mu_{\text{ж}} (1 + 2,5\varphi); \quad (2.16)$$

2) при объемной концентрации твердой фазы выше 10 %

$$\mu_c = \mu_{\text{ж}} (1 + 4,5\varphi); \quad (2.17)$$

3) при объемной концентрации твердой фазы до 30 % можно воспользоваться зависимостью

$$\mu_c = \mu_{\text{ж}} \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2}. \quad (2.18)$$

Здесь $\mu_{\text{ж}}$ — динамический коэффициент вязкости чистой жидкости (дисперсионной среды); φ — объемная доля твердой (дисперсной) фазы.

Экспериментальные данные по вязкости веществ приведены в [2; 4; 15; 17; 2.1; 2.2; 2.5—2.8].

2.4. ПОВЕРХНОСТНОЕ НАТЯЖЕНИЕ

Методика расчета поверхностного натяжения σ чистых органических веществ и их смесей приведена в [15, т. 1, с. 20, 21], растворов неорганических веществ — в [2.3 с. 39, 40].

Экспериментальные данные по поверхностному натяжению веществ представлены в [2; 4; 2.2; 2.8, т. 1, т. 3].

2.5. ТЕПЛОЕМКОСТЬ

Удельная теплоемкость химического соединения:

$$c = (n_1 C_1 + n_2 C_2 + \dots + n_n C_n) / M, \quad (2.19)$$

где n_1 , n_2 , ..., n_n — число атомов элементов, входящих в соединение; C_1 , C_2 , ..., C_n — атомные теплоемкости, Дж/(кг·атом·К); M — молекулярная масса химического соединения.

Значения атомных теплоемкостей приведены в [4].
Удельная теплоемкость раствора:

$$c = c_1 \bar{x}_1 + c_2 \bar{x}_2 + \dots + c_n \bar{x}_n, \quad (2.20)$$

где c_1, c_2, \dots, c_n — удельные теплоемкости компонентов; $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$ — массовые доли компонентов.

Для двухкомпонентных водных растворов формула (2.20) приводится к следующему виду:

1) для разбавленных растворов ($\bar{x} < 0,2$)

$$c = 4190 (1 - \bar{x}), \quad (2.21)$$

где 4190 — удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К); \bar{x} — массовая доля растворенного вещества;

2) для концентрированных двухкомпонентных растворов ($\bar{x} > 0,2$)

$$c = c_1 \bar{x} + 4190 (1 - \bar{x}), \quad (2.22)$$

где c_1 — удельная теплоемкость безводного растворенного вещества.

Удельная теплоемкость c_v смеси газов:

$$c_v = c_{v_1} \bar{x}_1 + c_{v_2} \bar{x}_2 + \dots + c_{v_n} \bar{x}_n. \quad (2.23)$$

где $c_{v_1}, c_{v_2}, \dots, c_{v_n}$ — удельная теплоемкость компонентов; $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$ — массовые доли компонентов.

Экспериментальные данные по теплоемкости веществ приведены в [2; 4; 15; 17; 2.1; 2.2; 2.5—2.8].

2.6. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре 30 °С:

$$\lambda_{30} = A c \rho \sqrt{\rho/M}. \quad (2.24)$$

Здесь c — удельная теплоемкость жидкости; ρ — плотность жидкости; M — молярная масса жидкости; A — коэффициент, зависящий от степени ассоциации жидкости. Для ассоциированных жидкостей (например, воды) $A = 3,58 \cdot 10^{-3}$, для неассоциированных (например, толуола) $A = 4,22 \cdot 10^{-3}$.

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре t :

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon (t - 30)], \quad (2.25)$$

где ε — температурный коэффициент [4, с. 150].

Коэффициент теплопроводности водного раствора при температуре t :

$$\lambda_{p,t} = \lambda_{p,30} \frac{\lambda_{B,t}}{\lambda_{B,30}}, \quad (2.26)$$

где λ_p и λ_B — коэффициенты теплопроводности раствора и воды.

Для смесей жидкостей, смешивающихся друг с другом, коэффициент теплопроводности определяется по формуле

$$\lambda_{\text{см}} = \lambda_1 x_1 + \lambda_2 x_2 + \dots + \lambda_n x_n. \quad (2.27)$$

Здесь $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$ — коэффициенты теплопроводности отдельных жидкостей; x_1, x_2, \dots, x_n — мольные доли отдельных жидкостей.

Для бинарных смесей неполярных жидкостей коэффициент теплопроводности определяется по уравнению [15]

$$\lambda_{\text{см}} = \lambda_1 \bar{x}_1 + \lambda_2 \bar{x}_2 - 0,72 \bar{x}_1 \bar{x}_2 (\lambda_2 - \lambda_1), \quad (2.28)$$

где \bar{x}_1, \bar{x}_2 — массовые доли компонентов смеси.

Коэффициент теплопроводности суспензий [8.2]:

$$\lambda_{\text{сусп}} = \lambda_c \frac{2\lambda_c + \lambda_T - 2\varphi (\lambda_c - \lambda_T)}{2\lambda_c + \lambda_T + \varphi (\lambda_c - \lambda_T)}, \quad (2.29)$$

где λ_c, λ_T — коэффициенты теплопроводности сплошной и дисперсной (твердой) фазы; φ — объемная доля дисперсной фазы.

Если возникает необходимость быстро рассчитать теплообменник, можно пользоваться следующими правилами для оценки среднего приближенного значения $\lambda_{\text{см}}$: 1) для растворов органических жидкостей — средним арифметическим из мольных долей; 2) для растворов органических жидкостей и воды — таким же средним, умноженным на 0,9; 3) для растворов соли в воде при массовой концентрации ее менее 30 % — коэффициентом λ для воды, умноженным на 0,9; 4) для эмульсий принять λ среды, в которой находятся эмульгированные частицы, и умножить его на 0,8.

Коэффициент теплопроводности газа при невысоких давлениях:

$$\lambda = B c_v \mu. \quad (2.30)$$

Здесь μ — динамический коэффициент вязкости газа; $B = 0,25(9k - 5)$; $k = c_p/c_v$ — показатель адиабаты; c_p и c_v — удельная теплоемкость газа при постоянном давлении и при постоянном объеме.

Так как для газов данной атомности отношение c_p/c_v есть величина приблизительно постоянная, то для одноатомных газов $B = 2,5$, для двухатомных $B = 1,9$, для трехатомных $B = 1,72$.

Влияние температуры на теплопроводность газов определяется уравнением Сатерленда:

$$\lambda = \lambda_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (2.31)$$

где λ_0 — коэффициент теплопроводности газа при 0°C ; C — постоянная величина, значения которой приведены ниже:

Газ	H ₂	He	N ₂	O ₂	CO	Воздух
C	94	33	114	144	156	125

Теплопроводность газовых смесей можно рассчитать по правилу аддитивности:

$$\lambda_{см} = y_1\lambda_1 + y_2\lambda_2 + \dots + y_n\lambda_n, \quad (2.32)$$

где y_1, y_2, \dots, y_n — объемные доли компонентов.

Правилом аддитивности можно пользоваться, когда значения λ компонентов незначительно отличаются друг от друга.

Экспериментальные данные по теплопроводности веществ приведены в [2; 4; 15; 17; 2.1; 2.2; 2.5; 2.6].

2.7. УДЕЛЬНАЯ ТЕПЛОТА ПАРООБРАЗОВАНИЯ (КОНДЕНСАЦИИ)

Удельная теплота парообразования неполярных жидкостей r при атмосферном давлении может быть вычислена по формуле Кистяковского:

$$r = 19,2 \cdot 10^3 (1,91 + \lg T) T/M. \quad (2.33)$$

Здесь T — температура кипения, К; M — молярная масса жидкости.

Для быстрого, но приближенного определения r (в ккал/кмоль) можно использовать правило Трутона:

$$r = 21T_k, \quad (2.34)$$

где T_k — нормальная температура кипения, К.

Если известна теплота парообразования r_1 при некоторой температуре T_1 , то теплоту парообразования r_2 при любой другой температуре можно определить из соотношения

$$r_2/r_1 = \left(\frac{T_{кр} - T_2}{T_{кр} - T_1} \right)^{0,38}, \quad (2.35)$$

где $T_{кр}$ — критическая температура, К.

Теплота парообразования смесей жидкостей при постоянном давлении и постоянном составе определяется по уравнению

$$r = r_1\bar{x}_1 + r_2\bar{x}_2 + \dots + r_n\bar{x}_n, \quad (3.36)$$

где r_1, r_2, \dots, r_n — теплоты парообразования компонентов смеси; $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$ — концентрации компонентов смеси.

Экспериментальные данные по теплоте парообразования жидкостей приведены в [4; 2.1; 2.2; 2.6; 2.8, т. 1; 15, т. 1].

2.8. КОЭФФИЦИЕНТ ДИФфуЗИИ

При диффузии газа А в газе В коэффициент диффузии может быть вычислен по формуле

$$D = \frac{0,00435 \cdot 10^{-4} T^{3/2}}{P (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}. \quad (2.37)$$

Здесь T — температура, К; P — общее давление, Па; v_A и v_B — мольные объемы газов А и В, см³/моль; M_A и M_B — мольные массы газов А и В.

Мольные объемы определяются как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа [9.1, с. 95].

Если известна величина D_0 , то значение коэффициента диффузии при температуре T и давлении P можно найти по соотношению

$$D = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,8} \quad (2.38)$$

Значения коэффициента диффузии D_0 некоторых газов при давлении $P_0 = 0,1$ МПа и температуре $T_0 = 273$ К приведены в [9.1, с. 96].

Коэффициент диффузии газа А в растворителе В при 20 °С определяется по формуле

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (2.39)$$

где μ — вязкость растворителя при 20 °С, мПа·с; A и B — поправочные коэффициенты для диффундирующего вещества и растворителя, характеризующие отклонение свойств вещества от свойств неассоциированных веществ, для которых поправочный коэффициент равен единице.

Значения коэффициентов A для некоторых веществ, растворенных в воде:

Для газов	1
» этилового спирта	1,24
» метилового спирта	1,19
» уксусной кислоты	1,27

Коэффициент B :

Для воды	4,7
» этилового спирта	2,0
» метилового спирта	2,0
» ацетона	1,15
» неассоциированных жидкостей	1,0

Коэффициент диффузии газа в жидкости D_t при температуре t связан с коэффициентом диффузии D_{20} при температуре 20 °С следующей приближенной зависимостью:

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)]. \quad (2.40)$$

Температурный коэффициент b определяется по эмпирической формуле

$$b = 0,2 \sqrt{\mu} / \sqrt[3]{\rho}, \quad (2.41)$$

где μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при 20 °С, мПа·с; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Значения коэффициентов диффузии некоторых газов в воде приведены в [4, табл. XLIII; 9.1, табл. 17].

Коэффициент диффузии газа в жидкости может быть определен по формуле

$$D = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (xM)^{0,5} T}{\mu \nu_A^{0,6}} \quad (2.42)$$

Здесь M — молярная масса растворителя; x — поправочный коэффициент (для неассоциированных жидкостей, эфира, бензола и гептана $x = 1$; для воды $x = 2,6$; для метилового спирта $x = 1,9$; для этилового спирта $x = 1,5$).

ГЛАВА 3

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- $d_э$ — эквивалентный диаметр, м;
- g — ускорение свободного падения, м/с²;
- $h_п$ — потери напора, м;
- Q — объемный расход, м³/с;
- G — массовый расход, кг/с;
- ω — скорость, м/с;
- ρ — плотность, кг/м³;
- μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
- p — давление, Па;
- Δp — перепад давлений, Па;
- S — площадь поперечного сечения потока, м²;
- ξ — коэффициент местного сопротивления;
- e — абсолютная шероховатость трубопровода, м;
- l — длина трубопровода, м; работа на сжатие газа, Дж/кг;
- λ — коэффициент гидравлического сопротивления (коэффициент трения);
- N — мощность, кВт;
- H — напор насоса, м;
- n — частота вращения, с⁻¹ или об/мин;
- $Re = \omega d_э \rho / \mu$ — критерий Рейнольдса.

3.1. РАСЧЕТ ДИАМЕТРА ТРУБОПРОВОДА

Внутренний диаметр трубопровода определяют из уравнений

$$Q = \omega S = \omega \pi d^2 / 4 \quad (3.1)$$

или

$$G = \omega \rho S = \omega \rho \pi d^2 / 4. \quad (3.2)$$

Отсюда

$$d = \sqrt{4Q / (\pi \omega)} \quad (3.3)$$

или

$$d = \sqrt{4G / (\pi \rho \omega)}. \quad (3.4)$$

Из формул (3.3) и (3.4) следует, что для определения диаметра трубопровода необходимо знать расход жидкости и

скорость ее движения. С увеличением скорости диаметр трубопровода, необходимый при данном расходе, уменьшается и, следовательно, снижаются стоимость трубопровода, затраты на его монтаж и ремонт. Однако с увеличением скорости возрастают потери напора и, как следствие этого, затраты энергии на перемещение жидкости и газа. Оптимальный диаметр трубопровода, при котором суммарные затраты на перемещение жидкости и газа минимальны, находится с помощью технико-экономических расчетов. Диаметр трубопровода, близкой к оптимальному, определяется при выборе скоростей для жидкостей, паров и газов, установленных практикой:

	w, м/с
Жидкости:	
при движении самотеком	
вязкие	0,1—0,5
маловязкие	0,5—1,0
при перемещении насосами	
во всасывающих трубопроводах	0,8—2,0
в нагнетательных трубопроводах	1,5—3,0
Газы:	
при естественной тяге	2—4
при небольшом давлении (до 10^4 Па)	4—15
при большом давлении (свыше 10^4 Па)	15—25
Пары:	
перегретые	30—50
насыщенные при абсолютном давлении, Па	
более 10^5	15—25
$(1 \div 0,5) \cdot 10^5$	20—40
$(0,5 \div 0,2) \cdot 10^5$	40—60
$(0,2 \div 0,05) \cdot 10^5$	60—75

После определения диаметра трубопровода необходимо выбрать материал трубопровода в соответствии со свойствами транспортируемой среды, ближайший диаметр трубопровода см. [10].

Для определения гидравлического сопротивления трубопровода необходимо рассчитать скорость движения потока, соответствующую заданному расходу и принятому диаметру трубопровода (формула (3.1)).

3.2. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТРУБОПРОВОДОВ

Расчет гидравлического сопротивления проводится для определения затрат энергии на перемещение жидкостей и газов и выбора насосов и компрессорных машин.

При движении потока по трубопроводу гидравлическое сопротивление складывается из сопротивления трения о стенки и местных сопротивлений, возникающих при изменении направления или скорости потока.

Суммарные потери давления Δp_n или напора h_n на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений (вентилей, тройников, переходов и т. д.) в трубопроводах определяются по формулам:

$$\Delta p_n = \left(\lambda \frac{l}{d_3} + \sum \xi \right) \frac{\omega^2 \rho}{2}; \quad (3.5)$$

$$h_n = \left(\lambda \frac{l}{d_3} + \sum \xi \right) \frac{\omega^2}{2g}. \quad (3.6)$$

Эквивалентный диаметр определяется по формуле

$$d_3 = 4S/\Pi, \quad (3.7)$$

где Π — смоченный периметр, м.

Коэффициент трения λ , зависящий от величины критерия Рейнольдса, определяют по [4, рис. 1.5, 1.6] или по нижеследующим формулам.

При ламинарном режиме ($Re < 2300$):

$$\lambda = A/Re. \quad (3.8)$$

Здесь $Re = \omega d_3 \rho / \mu$; A — коэффициент, зависящий от формы сечения трубопровода (для круга диаметром D коэффициент $A = 64$; для кольца шириной a коэффициент $A = 96$).

При турбулентном режиме ($2300 < Re < 10\,000$):

1) в гидравлически гладких трубах

$$\lambda = 0,3165/Re^{0,25}; \quad (3.9)$$

2) в гидравлически шероховатых трубах [4]

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right], \quad (3.10)$$

где $e = e/d_3$ — относительная шероховатость стенок труб; e — абсолютная шероховатость стенок труб (средняя высота выступов на стенках труб), м.

Ориентировочные значения шероховатости труб e приведены ниже:

	e , мм
Трубы стальные цельнотянутые новые	0,06—0,1
Трубы стальные цельнотянутые и сварные при незначительной коррозии	0,2
Трубы стальные старые заржавленные	0,67 и выше
Чугунные трубы водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,4
Чугунные трубы новые	0,25—1,0
Алюминиевые технически гладкие трубы	0,015—0,06
Чистые цельнотянутые трубы из латуни, меди и свинца; стеклянные трубы	0,0015—0,01
Нефтепроводы при средних условиях эксплуатации, паропроводы насыщенного пара	0,2
Воздухопроводы сжатого воздуха от поршневых компрессоров и турбокомпрессоров	0,8

Значения коэффициентов местных сопротивлений λ зависят от вида местного сопротивления и режима движения жидкости. Они приведены в [4; 5; 11; 16; 3.1].

3.3. РАСЧЕТ НАСОСОВ, ВЕНТИЛЯТОРОВ, КОМПРЕССОРОВ

Насосы. Наиболее широкое применение в химической промышленности получили лопастные (центробежные, вихревые) и объемные (поршневые, плунжерные, шестеренчатые, винтовые и др.) насосы. Основными задачами при расчете насосов являются определение необходимого напора и мощности двигателя при заданном расходе жидкости, выбор насоса по каталогам или ГОСТам с учетом свойств перемещаемой жидкости.

Полезная мощность, затрачиваемая на перемещение жидкости:

$$N_n = \rho g H Q / 1000. \quad (3.11)$$

Напор определяется по формуле

$$H = (p_2 - p_1) / (\rho g) + H_r + h_n, \quad (3.12)$$

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 — потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы:

$$N = N_n / (\eta_n \eta_{\text{п}}), \quad (3.13)$$

где η_n , $\eta_{\text{п}}$ — коэффициенты полезного действия (к. п. д.) соответственно насоса и передачи от электродвигателя к насосу.

Коэффициент полезного действия насоса η_n :

$$\eta_n = \eta_o \eta_r \eta_m. \quad (3.14)$$

Здесь η_o — объемный к. п. д., учитывающий перетекание жидкости из зоны большого давления в зону малого давления (для современных крупных центробежных насосов $\eta_o = 0,96 \div 0,98$, для малых и средних насосов $\eta_o = 0,85 \div 0,95$); η_r — гидравлический к. п. д., учитывающий гидравлическое трение и вихреобразование (для современных насосов $\eta_r = 0,85 \div 0,96$); η_m — общий механический к. п. д., учитывающий механическое трение в подшипниках и уплотнениях вала, и гидравлическое трение нерабочих поверхностей колес ($\eta_m = 0,92 \div 0,96$).

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

Зная Q , H , N , выбираем по табл. 3.1 или по каталогам [3.4; 3.8] насос с учетом свойств перемещаемой жидкости, причем выбранный насос должен иметь производительность, напор и

Таблица 3.1

Техническая характеристика центробежных насосов

Марка	Q, м ³ /ч	H, м	n, об/мин	Электродвигатель	
				тип	N, кВт
Консольные насосы общего назначения для воды					
К 8/18	8	18	2900	4A80A2	1,5
КМ 20/18a	17	15	2900	4AX80A2	1,5
К 20/18	20	18	2900	4A80B2	2,2
К 20/30	20	30	2900	4A100S2	4,0
К 45/30	45	30	2900	4A112M2	7,5
КМ 80-50-200	50	50	2900	4A160S2	15,0
К 90/20	90	20	2900	4A112M2	7,5
К 90/35	90	35	2900	4A160S2	15,0
КМ 90/55a	90	43	2900	4A160M2	18,5
КМ 100-65-200	100	50	2900	4A180M2	30,0
К 160/30	160	30	1450	4A160M4	15,0
КМ 150-125-315	200	32	1450	4A180M4	30,0
К 290/18	290	18	1450	4A180S4	22,0
К 290/30	290	30	1450	4A200M4	37,0
Насосы для химических производств					
<i>Консольные насосы</i>					
ХМ 2/25	2	25	2900	4A71B2	1,1
Х 3/40	3	40	2900	4A1002	4,0
Х 8/18	8	18	2900	2B100S2	4,0
Х 8/30	8	30	2900	4A100S2	4,0
ХМ 8/40	8	40	2900	2B100S2	4,0
Х 8/60	8	60	2900	2A160M2	18,5
Х 50-32-125	12,5	20	2900	4A90L2	3,0
Х 20/18	20	18	2900	2B100S2	4,0
Х 65-50-125	25	20	2900	4A100S2	4,0
Х 65-50-160	25	32	2900	AB100L2	5,5
АХ 65-40-200	25	50	2900	4A160S2	15,0
Х 20/31	20	31	2900	4A112M2	7,5
Х 20/53	20	53	2900	4A132M2	11,0
ХО 20/95	20	95	2900	B160M2	18,5
Х 45/31	45	31	2900	4A160S2	15,0
Х 45/54	45	54	2900	4A180S2	22,0
Х 45/90	45	90	2900	4A200M2	37
Х 80-50-160	50	32	2900	4A160M2	18,5
Х 50-50-200	50	50	2900	4A160M2	18,5
ТХ 72/20	72	20	1450	4A160S2	15
АХ 125-80-250	80	20	1450	4A160S4	15
Х 90/33	90	33	2900	4A180S2	22
Х 90/49	90	49	2900	4A180M2	30
Х 90/85	90	85	2900	4A225M2	55
Х 100-80-160	100	32	2900	4A180S2	22
Х 100-65-250	100	80	2900	4A225M2	55
Х 160/29	160	29	1450	4A200M4	37
Х 130/49/2	160	49	2900	4A225M2	55
Х 150-125-315	200	32	1450	4A225M4	55

Марка	Q, м ³ /ч	H, м	n, об/мин	Электродвигатель	
				тип	N, кВт
X 280/29	280	29	1450	4A225M4	55
X 280/42	280	42	1450	4A225M4	55
X 280/72	280	72	1470	АО 101—4M	125
<i>Герметичные электронасосы</i>					
ЦГ 6,3/20	6,3	20	3000		1,1
ЦГ 6,3/32	6,3	32	3000		2,2
ЦГ 12,5/50	12,5	50	3000		4
2XГ-9	20	18	3000		2,8
2XГ-5	20	44	3000		4,5
2XГ-4	20	61	3000		10
ЦГ 25/50	25	50	3000		14
ЦГ 25/80	25	80	3000		15
ЦГ 50/12,5	50	12,5	1500		3
ЦГ 50/50	50	50	3000		15
ЦГ 50/80	50	80	3000		30
ЦГ 100/32	100	32	3000		15
ЦГ 100/80	1000	80	3000		45
ЦГ 200/50	200	50	3000		45

номинальную мощность электродвигателя, ближайшие большие по отношению к рассчитанным.

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

$$N_{дв} = N_n / \eta_{дв}, \quad (3.15)$$

где $\eta_{дв}$ — коэффициент полезного действия электродвигателя, который принимается ориентировочно в зависимости от номинальной мощности N_n :

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

Двигатель к насосу устанавливается несколько большей мощности, чем потребляемая мощность, с запасом на возможные перегрузки:

$$N_{уст} = \beta N_{дв}. \quad (3.16)$$

Коэффициент запаса мощности β берется в зависимости от величины $N_{дв}$:

$N_{дв}$, кВт	< 1	1—5	5—50	> 50
β	2—1,5	1,5—1,2	1,2—1,15	1,1

Разрабатывая технологическую схему, необходимо учитывать, что высота всасывания $H_{\text{вс}}$ насосов не может быть больше следующей величины:

$$H_{\text{вс}} \leq \frac{p_a}{\rho g} - \left(\frac{p_t}{\rho g} + \frac{\omega_{\text{вс}}^2}{2g} + h_{\text{н. вс}} + h_3 \right), \quad (3.17)$$

где p_a — атмосферное давление; p_t — давление насыщенного пара перекачиваемой жидкости при рабочей температуре; $\omega_{\text{вс}}$ — скорость жидкости во всасывающем трубопроводе; $h_{\text{н. вс}}$ — потеря напора во всасывающем трубопроводе; h_3 — запас напора, необходимый для исключения кавитации в центробежных насосах или предотвращения отрыва поршня от жидкости вследствие сил инерции в поршневых насосах.

Для центробежных насосов [5]:

$$h_3 = 0,3 (Qn^2)^{2/3}, \quad (3.18)$$

где n — частота вращения вала, с^{-1} .

Для поршневых насосов при наличии воздушного колпака на всасывающей линии [5]:

$$h_3 = 1,2 \frac{l}{g} \frac{f_1}{f_2} \frac{u^2}{r}. \quad (3.19)$$

Здесь 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, м/с ; r — радиус кривошипа, м .

Вентиляторы. Вентиляторами называют компрессорные машины, применяемые для перемещения больших количеств различных газов при избыточном давлении не более 15 000 Па. По конструкции вентиляторы делятся на центробежные и осевые.

По развиваемому давлению вентиляторы подразделяются на три группы: низкого давления — до 1000 Па, среднего — от 1000 до 3000 Па и высокого — от 3000 до 15 000 Па. Центробежные вентиляторы применяются для подачи газа при среднем и высоком давлениях, реже — при низких давлениях; осевые вентиляторы обычно служат для перемещения больших масс газа при низких давлениях.

Мощность, потребляемая вентиляторами, определяется по формулам (3.11), (3.13), (3.15), (3.16).

Коэффициент запаса мощности β для центробежных вентиляторов в зависимости от величины $N_{\text{дв}}$:

$N_{\text{дв}}$, кВт	< 0,5	0,5—1	1—2	2—5	> 5
β	1,5	1,3	1,2	1,15	1,1

Напор, развиваемый вентилятором, определяется суммой статического и динамического напоров:

$$H = h_{\text{ст}} + h_{\text{дин}} = \left(\frac{p_{\text{ст. н}}}{\rho_{\text{в}} g} + \frac{\omega_{\text{н}}^2}{2g} \right) - \left(\frac{p_{\text{ст. вс}}}{\rho_{\text{в}} g} + \frac{\omega_{\text{вс}}^2}{2g} \right) \quad (3.20)$$

или

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho_{\text{вг}}} + h_{\text{п. вс}} + h_{\text{п. н}} + \frac{w^2}{2g}. \quad (3.21)$$

Здесь $p_{\text{ст. н}}$ и $p_{\text{ст. вс}}$ — статические давления непосредственно после вентилятора и до него; $w_{\text{н}}$, $w_{\text{вс}}$ — скорости воздуха в нагнетательном и всасывающем трубопроводах; $\rho_{\text{в}}$ — плотность воздуха; p_2 — давление в пространстве, куда вентилятор подает воздух; p_1 — давление в пространстве, из которого вентилятор забирает воздух; $h_{\text{п. вс}}$ и $h_{\text{п. н}}$ — потери напора во всасывающей и нагнетательных линиях; w — скорость воздуха на выходе из сети.

Если вентилятор подает газ, отличающийся от окружающего воздуха по плотности, то к правой части уравнения (3.21) добавляется величина

$$\Delta h_{\text{под}} = (\rho_{\text{г}} - \rho_{\text{в}}) z g, \quad (3.22)$$

где $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа, подаваемого вентилятором; z — разность высот точек всасывания и нагнетания [4, рис. 2.1].

К. п. д. центробежных вентиляторов обычно составляют $\eta_{\text{в}} = 0,6 \div 0,9$, осевых вентиляторов $\eta_{\text{в}} = 0,7 \div 0,9$. При непосредственном соединении валов вентилятора и двигателя $\eta_{\text{п}} = 1$, при клиноремной передаче $\eta_{\text{п}} = 0,92$.

Компрессоры — машины, предназначенные для перемещения и сжатия газов до избыточного давления более 0,2 МПа. По принципу действия компрессоры делятся на поршневые, центробежные и ротационные. В зависимости от давления нагнетания компрессоры подразделяются на три группы: низкого давления ($p = 0,2 \div 1,0$ МПа); среднего давления ($p = 1,0 \div 10$ МПа); высокого давления ($p = 10 \div 300$ МПа). По развиваемой производительности различают малые компрессоры производительностью до 0,015 м³/с, средние компрессоры производительностью 1,5 м³/с и выше.

Мощность электродвигателя для привода компрессора при сжатии газа определяется по уравнению

$$N = V l / (\eta \cdot 60 \cdot 1000), \quad (3.23)$$

где V — производительность компрессора, м³/мин; l — работа, затрачиваемая компрессором при сжатии 1 кг газа, Дж/кг; ρ — плотность газа, кг/м³; η — общий к. п. д. компрессорной установки.

Работа, затрачиваемая при сжатии 1 кг газа в одноступенчатом компрессоре:

$$l = \frac{m}{m-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (3.24)$$

в многоступенчатом компрессоре:

$$l = n \frac{m}{m-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{mn}} - 1 \right]. \quad (3.25)$$

Здесь m — показатель политропы сжатия, который можно принять равным 0,85 k ; k — показатель адиабатического сжатия, равный отношению c_p/c_v [4, табл. V, с. 513]; n — число ступеней сжатия; p_1 и p_2 — начальное и конечное давление газа.

В [3.3—3.9] приведены основные технические характеристики насосов, вентиляторов, компрессоров, применяемых в химической промышленности.

3.4. ПРИМЕР РАСЧЕТА ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА

Расчитать и подобрать центробежный насос для подачи 0,002 м³/с 10 %-го раствора едкого натра из емкости, находящейся под атмосферным давлением, в аппарат, работающий под избыточным давлением 0,1 МПа. Температура раствора 40 °С; геометрическая высота подъема раствора 15 м. Длина трубопровода на линии всасывания 3 м, на линии нагнетания 20 м. На линии всасывания установлен один нормальный ventиль, на линии нагнетания — один нормальный ventиль и дроссельная заслонка, имеются также два колена под углом 90°.

1. Выбор диаметра трубопровода. Примем скорость раствора во всасывающем и нагнетательном трубопроводах одинаковой, равной 2 м/с. Тогда диаметр трубопровода по формуле (3.3) равен

$$d = \sqrt{4 \cdot 0,002 / (3,14 \cdot 2)} = 0,036 \text{ м.}$$

Принимаем трубопровод из стали марки X18H10T, диаметром 45 × × 3,5 мм [10].

Уточняем скорость движения раствора:

$$w = 4 \cdot 0,002 / (3,14 \cdot 0,038^2) = 1,76 \text{ м.с.}$$

2. Определение потерь на трение и местные сопротивления. Определяем величину критерия Рейнольдса:

$$Re = wd_s \rho / \mu = 1,76 \cdot 0,038 \cdot 1100 / (1,16 \cdot 10^{-3}) = 63 \ 420, \quad (3.26)$$

где $\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$ — плотность 10 %-го раствора NaOH; $\mu = 1,16 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — вязкость 10 %-го раствора NaOH. Плотность и вязкость раствора взяты при 40 °С [2.5].

Режим турбулентный.

Принимаем абсолютную шероховатость стенок труб $e = 0,2 \text{ мм}$ [4], степень шероховатости $d_s/e = 38/0,2 = 190$. По рис. 1.5 [4, с. 22] находим значение коэффициента трения $\lambda = 0,031$.

Определяем сумму коэффициентов местных сопротивлений [4; 11]:

1) для всасывающей линии

— вход в трубу (принимаем с острыми краями): $\xi = 0,5$;

— нормальный ventиль: для $d = 0,02 \text{ м}$ $\xi = 8,0$, для $d = 0,04 \text{ м}$ $\xi = 4,9$.

Интерполяцией находим для $d = 0,038 \text{ м}$ $\xi = 5,2$. Тогда

$$\sum \xi_{\text{вс}} = 0,5 + 5,2 = 5,7;$$

2) для нагнетательной линии

— выход из трубы $\xi = 1$;

— нормальный ventиль $\xi = 5,2$;

— дроссельная заслонка $\xi = 0,9$ при $\alpha = 15^\circ$;

— колено под углом 90° $\xi = 1,6$. Следовательно,

$$\sum \xi_{\text{н}} = 1 + 5,2 + 0,9 + 2 \cdot 1,6 = 10,3.$$

Определяем потери напора (формула (3.6)):

1) во всасывающей линии

$$h_{п. вс} = \left(0,031 \frac{3}{0,038} + 5,7 \right) \frac{1,76^2}{2 \cdot 9,81} = 1,29 \text{ м};$$

2) в нагнетательной линии

$$h_{п. н} = \left(0,031 \frac{20}{0,038} + 10,3 \right) \frac{1,76^2}{2 \cdot 9,81} = 4,2 \text{ м}.$$

Общие потери напора:

$$h_{п} = 1,29 + 4,2 = 5,49 \text{ м}.$$

3. Выбор насоса. По формуле (3.12) определяем полный напор, развиваемый насосом:

$$H = \frac{0,1 \cdot 10^6}{1100 \cdot 9,81} + 15 + 5,49 = 29,76 \text{ м}.$$

Полезная мощность насоса определяется по формуле (3.11):

$$N_{п} = 0,002 \cdot 1100 \cdot 9,81 \cdot 29,76 = 642 \text{ Вт} = 0,642 \text{ кВт}.$$

Принимая $\eta_n = 1$ и $\eta_n = 0,6$ для насосов малой производительности, найдем по формуле (3.13) мощность на валу двигателя:

$$N_{дв} = 0,642 / (0,6 \cdot 1) = 1,07 \text{ кВт}.$$

Мощность, потребляемая двигателем от сети, при $\eta_{дв} = 0,8$:

$$N = 1,07 / 0,8 = 1,34 \text{ кВт}.$$

С учетом коэффициента запаса мощности β [4] устанавливаем двигатель мощностью

$$N_{уст} = 1,34 \cdot 1,5 = 2,01 \text{ кВт}.$$

Устанавливаем центробежный насос марки X 8/30 (табл. 3.1) со следующей характеристикой: производительность $2,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; напор 30 м; к. п. д. насоса 0,5.

Насос снабжен электродвигателем 4A100S2 номинальной мощностью 4 кВт, $\eta_{дв} = 0,83$, частотой вращения вала $n = 48,3 \text{ с}^{-1}$.

4. Предельная высота всасывания рассчитывается при необходимости расположения насоса над резервуаром с раствором. Для центробежных насосов запас напора, необходимый для исключения кавитации, рассчитывают по формуле (3.18):

$$h_3 = 0,3 (0,002 \cdot 48,3^2)^{2/3} = 0,84 \text{ м}.$$

По таблицам давлений насыщенного водяного пара [4] найдем, что при 40°C $p_t = 7,38 \cdot 10^3 \text{ Па}$. Примем атмосферное давление равным $p_a = 10^5 \text{ Па}$, а диаметр всасывающего патрубка равным диаметру трубопровода. Тогда по формуле (3.17) найдем:

$$H_{вс} = \frac{10^5}{1100 \cdot 9,81} - \left(\frac{7,38 \cdot 10^3}{1100 \cdot 9,81} + \frac{1,76^2}{2 \cdot 9,81} + 1,29 + 0,84 \right) = 6,3 \text{ м}.$$

Таким образом, центробежный насос может быть расположен над уровнем раствора в емкости на высоте менее 6,3 м.

ФИЛЬТРОВАНИЕ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- V — объемная производительность, м³/с;
 G — массовая производительность, кг/с;
 $u = V_{ос}/V_{ф}$ — отношение объемов осадка и фильтрата;
 F — площадь поверхности фильтрования, м²;
 δ — толщина слоя осадка, м;
 V_F — объем, отнесенный к 1 м² поверхности фильтра, м³/м²;
 τ — время, с;
 μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
 r — удельное сопротивление осадка, Н·с/м⁴, т. е. Па·с/м²;
 $R_{п}$ — сопротивление фильтровальной перегородки, м⁻¹;
 m — удельный расход воды на промывку осадка, кг воды/кг осадка;
 ρ — плотность, кг/м³;
 n — частота вращения, с⁻¹ или об/мин;
 D — диаметр барабана, м;
 x — массовое содержание твердой фазы, % или доли;
 w — влажность осадка, % или доли (по массе);
 r_0 — удельное объемное сопротивление осадка, м⁻²;
 $W_{кон}$ — скорость фильтрования в конце процесса, м³ фильтрата/(м² фильтра·с);
 $W_{пр}$ — скорость промывки осадка, м³ воды/(м² фильтра·с);
 N — мощность, кВт;
 M — момент сопротивления, Н·м.

Индексы: т — твердая фаза; ж — жидкая фаза; с — суспензия; ос — осадок; ф — фильтр.

4.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Фильтрованием называется процесс разделения неоднородных систем при помощи пористых перегородок, задерживающих на своей поверхности частицы твердой фазы и пропускающих жидкую фазу.

Процессы фильтрования и фильтры классифицируются по следующим признакам.

1. По движущей силе. Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки, создаваемой различными способами. Фильтрование осуществляется под действием гидростатического напора (силы тяжести) при создании повышенного давления над перегородкой или вакуума под перегородкой.

2. По механизму фильтрования: а) с образованием осадка на поверхности фильтровальной перегородки, при этом твердые частицы почти не проникают внутрь этой перегородки; б) с закупориванием пор фильтровальной перегородки: на поверхности перегородки осадок почти не образуется и твердые частицы задерживаются внутри пор.

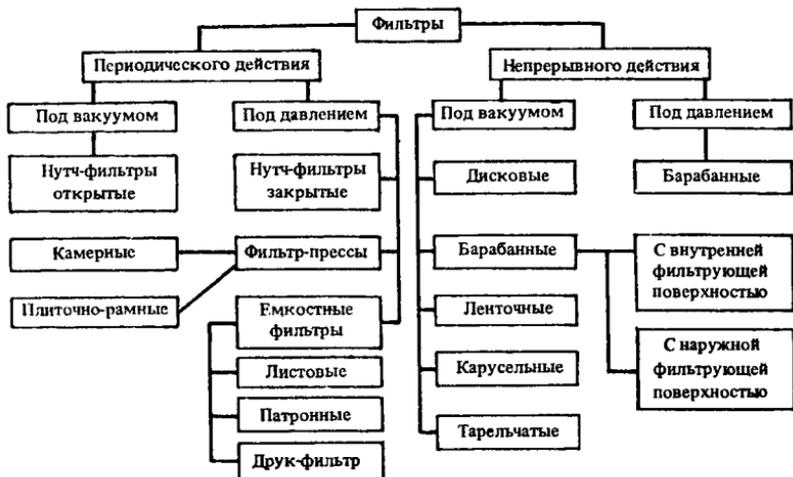


Рис. 4.1. Схема классификации фильтров по принципу их действия и конструктивным особенностям

3. По виду процесса: а) разделение суспензий, т. е. фильтрование с образованием значительного слоя осадка на фильтровальной перегородке; б) сгущение суспензий, т. е. отделение твердой фазы от жидкой не в виде осадка, а в виде высококонцентрированной суспензии (этот процесс применяется для повышения концентрации твердой фазы перед центрифугированием); в) осветление — фильтрование жидкостей с незначительным содержанием твердой фазы.

4. По целенаправленности процесса. Целью процесса фильтрования может быть получение: а) чистого осадка; б) чистого фильтрата; в) чистого осадка и чистого фильтрата одновременно.

5. По взаимным направлениям движения фильтрата и действия силы тяжести. В процессе фильтрования направление движения фильтрата и направление действия силы тяжести могут совпадать, быть противоположными или перпендикулярными.

6. По принципу действия различают непрерывное и периодическое фильтрование.

7. По условиям проведения процесса. Фильтрование может осуществляться: а) при постоянном перепаде давлений; б) с постоянной скоростью; в) с переменной скоростью процесса и перепадом давлений.

8. По природе осадка: а) с образованием сжимаемого и б) несжимаемого осадка.

Кроме того, фильтры классифицируют по конструктивным особенностям, т. е. по основному конструктивному признаку

(фильтры с вращающимся барабаном, с движущейся лентой и др.), по способу выгрузки осадка, исполнению оборудования в зависимости от степени герметизации и взрывозащищенности.

Схема классификации оборудования по принципу его действия и конструктивным особенностям представлена на рис. 4.1.

Процессы фильтрования при их осуществлении в производственных условиях нередко связаны с большими затруднениями вследствие того, что многие суспензии разделяются на фильтрах очень медленно. Поэтому требуется выполнение мероприятий, повышающих производительность фильтров. Возможные пути повышения производительности фильтров показаны на рис. 4.2.

Разработка аппаратного оформления процесса фильтрования и выбор необходимого типа фильтра проводятся на основе предварительного анализа физико-химических свойств разделяемой суспензии и образующихся осадка и фильтрата, технологических требований, предъявляемых к процессу разделения (непрерывный или периодический процесс, требуемая производительность, основной продукт разделения, дальнейшая переработка осадка, состав суспензии, осадка и фильтрата, температура суспензии и промывной жидкости, необходимость применения герметичного, взрывобезопасного оборудования, содержание твердой фазы в суспензии и влажность осадка, возможность



Рис. 4.2. Возможные пути повышения производительности фильтров

Влияние свойств суспензий и технологических условий на выбор типа фильтра

Факторы, влияющие на выбор фильтра	Периодического действия			Непрерывного действия				
	нутч-фильтры	фильтр-прессы		листо-вые	барабанные		диско-вые	ленточ-ные
		рамные	гори-зонталь-ные		с ВП	с НФП		

Начальная объемная концентрация суспензии, %:

до 0,5	1	2	2	—	—	—		
» 1,0	2—3	1	1—2	—	—	—		
» 15	4	2—3	3—4	1—2	2	1		
выше 15	4	4	4	1	1—2	2—3		
Возможность получения чистого фильтра	1—2	1	1	3	3	4		
Возможность промывки осадка	4	2	3	1	—	2		
Возможность изготовления из кислотоустойчивой стали	1	4	4	1	4	3		
Скорость осаждения твердой фазы, мм/с	Не ограничена	18	Не ограничена	Медленно	12	18	18	12
Скорость образования осадка, мм/мин	10	10	1	Не ограничена	2	1	2,7	1
Скорость фильтрации, 10^4 м/с	400	400	0,08	1,7	400	400—0,2	1,7	1,7

Примечание. Техничко-экономические показатели: 1—лучшие; 2—хорошие; 3—удовлетворительные; 4—низкие; прочерк означает неприменимость данного типа фильтра.

применения растворителя для регенерации фильтрационных свойств фильтровальной перегородки и др.), и экономических факторов. Так как всесторонних рекомендаций для выбора типа фильтра, учитывающих все перечисленные аспекты, дать невозможно, при предварительном выборе типа фильтра можно ориентироваться на данные табл. 4.1, учитывающие только некоторые из основных свойств суспензии. Наряду с этим следует учитывать следующие факторы:

1) при удельном сопротивлении осадка $r_0 > 10^8 \div 10^{12}$ м⁻² или скорости образования осадка менее $8 \cdot 10^{-3}$ м/с при $\Delta p = 8 \cdot 10^4$ Па предпочтительно применение фильтров, работающих под давлением;

2) при большой мощности производства целесообразно применение фильтров непрерывного действия с организацией, если необходимо, двухступенчатой схемы разделения (предварительное сгущение — разделение или разделение — осветление фильтрата).

Большое влияние на качество продуктов разделения, производительность и технологические особенности работы фильтров оказывают фильтровальные перегородки, которые должны обладать следующими свойствами: минимальным гидравлическим сопротивлением; достаточной механической прочностью и гибкостью; химической стойкостью к суспензии; задерживать твердые частицы суспензии; не набухать и не разрушаться при заданных условиях фильтрования; быть термоустойчивыми при фильтровании в области повышенных температур.

В качестве фильтровальных перегородок применяют хлопчатобумажные, шерстяные, полиамидные ткани, ткани из синтетических материалов, металлические перегородки.

Сведения по предварительному выбору типа фильтра и фильтровальной перегородки приведены в специальной литературе [4.1, 4.2].

4.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА ФИЛЬТРОВ

Расчет фильтра включает технологический, энергетический и экономический расчеты, расчет и подбор вспомогательного оборудования (вакуум-насоса, ресивера, ловушки-конденсатора и др.). Методика расчета фильтра зависит от вида расчета: проектный или поверочный.

Основной задачей проектного расчета является определение поверхности фильтрования, необходимой для обеспечения заданной производительности, выбор фильтра и вспомогательного оборудования.

Основная задача поверочного расчета — определение производительности фильтра при заданных его размерах.

4.2.1. Технологический расчет

Технологический расчет включает материальный баланс процесса фильтрования и определение количеств материальных потоков, а также определение: 1) соотношения объемов осадка и фильтрата; 2) объема осадка на 1 м² поверхности фильтра; 3) времени фильтрования; 4) скорости фильтрования; 5) площади поверхности фильтрования; 6) расхода промывной воды и времени промывки осадка.

Материальный баланс процесса фильтрования. Материальный баланс составляется для определения производительности фильтра по осадку, фильтрату или суспензии.

Уравнения материального баланса имеют следующий вид:

1) для всей системы

$$G_c = G_{oc} + G_f; \quad (4.1)$$

2) для твердой фазы

$$G_c x_c = G_{oc} x_{oc} \quad \text{или} \quad G_c x_c = G_{oc} (1 - w). \quad (4.2)$$

Массовая доля твердой фазы в суспензии или осадке при заданном соотношении жидкой и твердой фаз определяется по формуле

$$n = Ж : Т = (1 - x)/x. \quad (4.3)$$

Совместным решением уравнений (4.1) и (4.2) определяют количество влажного осадка и фильтрата.

Количество твердого вещества, содержащегося в суспензии:

$$G_T = G_c x_c. \quad (4.4)$$

Количество жидкой фазы в суспензии:

$$G_{ж} = G_c - G_T. \quad (4.5)$$

Количество осадка:

$$G_{oc} = G_c x_c / x_{oc}. \quad (4.6)$$

Количество твердой фазы в осадке:

$$G_T = G_{oc} x_{oc}. \quad (4.7)$$

Количество жидкой фазы в осадке:

$$G_{ж} = G_{oc} - G_T. \quad (4.8)$$

Количество фильтрата:

$$G_f = G_c - G_{oc}. \quad (4.9)$$

Полученные данные сводятся в таблицу материального баланса.

Для дальнейших расчетов необходимо определить: 1) объемную производительность фильтра по фильтрату

$$V_{\phi} = G_f / \rho_{\phi} \quad (4.10)$$

и по осадку

$$V_{oc} = G_{oc} / \rho_{oc}; \quad (4.11)$$

2) соотношение объемов осадка и фильтрата

$$u = V_{oc} / V_{\phi}. \quad (4.12)$$

Величину u можно определить также по формулам

$$u = \frac{x_c \rho_{\phi}}{\rho_{oc} [100 - (w + x_c)]} \quad (4.13)$$

или

$$n = \frac{x_c [100\alpha + (1 - \alpha) w]}{100 [100 - (w + x_c)]}, \quad (4.14)$$

где $\alpha = \rho_{\phi} / \rho_T$.

Плотность влажного осадка:

$$\rho_{oc} = \frac{100\rho_{\tau}\rho_{\phi}}{100\rho_{ж} + (\rho_{\tau} - \rho_{\phi})\omega} \quad (4.15)$$

Выбор толщины слоя осадка на фильтре зависит от типа аппарата, характера и удельного сопротивления осадка и способа его съема. Значения минимальной толщины слоя осадка для фильтров непрерывного действия приведены в табл. 4.2. Для аппаратов периодического действия рекомендуются следующие толщины слоя осадка: 1) нутч-фильтры вакуумные $\delta = 100 \div 250$ мм; 2) фильтр-прессы $\delta = 30 \div 45$ мм.

Таблица 4.2

Минимальная толщина слоя осадка δ (в мм) для фильтров непрерывного действия

Фильтр	Зернистый рассыпчатый слой	Прочный, маловлажный слой	Непрочный влажный слой	Липкий слой
Барабанный с наружной фильтрующей поверхностью	8	5	8	10
Барабанный с внутренней фильтрующей поверхностью	8	6	—	—
Дисковый	10	8	10	12
Ленточный	6	4	8	—
Тарельчатый	16	16	—	—

При расчете дисковых и барабанных вакуум-фильтров задают частоту вращения; толщина слоя осадка является величиной определяемой. Табл. 4.2 служит для контроля расчета (минимальную толщину слоя осадка диктуют условия съема осадка — нож, валики, смыв и т. д.).

Если $F = 1$ м², то объем осадка

$$V_{oc} = F\delta = 1 \cdot \delta, \quad (4.16)$$

а масса осадка

$$G_{oc} = V_{oc}\rho_{oc} = \delta\rho_{oc}. \quad (4.17)$$

Промышленное фильтрование проводят чаще всего при постоянной скорости фильтрования или при постоянном давлении.

При $\Delta p = \text{const}$ основное уравнение фильтрования, определяющее скорость фильтрования,

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\phi}(R_{oc} + R_{\pi})} \quad (4.18)$$

примет вид

$$V^2 + 2 \frac{R_{\pi}F}{r_0\mu} V = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu_{\phi} r_0 \mu} \tau_{\phi}, \quad (4.19)$$

где $R_n/(r_0\mu) = C$ — константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки, $\text{м}^3/\text{м}^2$; $2\Delta p/(\mu_\phi r_0\mu) = K$ — константа фильтрования, учитывающая режим процесса и физико-химические свойства осадка и жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

При $r_0/R_n > 10^3$ производительность фильтра по фильтрату выразится уравнением

$$V = F \sqrt{\frac{2 \Delta p \tau_\phi}{\mu_\phi r_0 \mu}}. \quad (4.20)$$

Из этого уравнения с достаточной степенью точности можно определить необходимую поверхность фильтрования

$$F = V / \sqrt{2 \Delta p \tau_\phi / (r_0 \mu \mu_\phi)} \quad (4.21)$$

или время фильтрования при $F = 1 \text{ м}^2$

$$\tau_\phi = \mu_\phi V_F^2 r_0 \mu / (2 \Delta p). \quad (4.22)$$

Для барабанных и дисковых вакуум-фильтров время фильтрования можно определить по формуле

$$\tau_\phi = \varphi_1 / (6n). \quad (4.23)$$

Здесь φ_1 — угол погружения барабана (диска) в суспензию, град; n — частота вращения барабана (дисков), об/мин.

Скорость фильтрования в конце процесса определяется по формуле

$$W_{\text{кон}} = \sqrt{\Delta p / (2r_0 \mu \tau_\phi)}. \quad (4.24)$$

Если известна константа фильтрования K , то удельное сопротивление осадка r_0 может быть найдено по уравнению

$$r_0 = \frac{2 \Delta p (1 - m' x_c)}{K \mu_c x_c \rho_\phi}, \quad (4.25)$$

где m' — масса влажного осадка в расчете на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества, кг/кг.

При отсутствии экспериментальных данных удельное сопротивление осадка можно определить по эмпирической формуле

$$r_0 = 0,69 \cdot 10^8 \Delta p^{0,33}. \quad (4.26)$$

Скорость промывки осадка $W_{\text{пр}}$ определяется соотношением

$$W_{\text{пр}} = W_{\text{кон}} \mu_\phi / \mu_{\text{пр}}. \quad (4.27)$$

Длительность периода промывки:

$$\tau_{\text{пр}} = G_{F_{\text{пр}}} / (\rho_{\text{пр}} W_{\text{пр}} F). \quad (4.28)$$

Расход промывной воды:

$$G_{F_{\text{пр}}} = m G_{F_{\text{ос}}}, \quad (4.29)$$

где m — удельный расход воды на промывку осадка, кг воды/кг осадка.

4.2.2. Энергетический расчет

Энергетический расчет выполняется для определения затрат электроэнергии на приведение в движение вращающихся частей фильтра (барабана, дисков, ленты и др.), для создания вакуума и давления.

Рассмотрим определение мощности привода барабана (дисков) вакуум-фильтра. Мощность привода расходуется на преодоление моментов сопротивлений, которые возникают из-за неуравновешенности слоя осадка. Принимаем, что неуравновешенность создается за счет отсутствия осадка на 0,25 фильтрующей поверхности. Тогда

$$M_1 = G_1 r \sin(\alpha/2) g. \quad (4.30)$$

Здесь G_1 — масса неуравновешенного осадка, кг; r — расстояние от центра тяжести неуравновешенной части барабана или диска, м; α — угол сектора неуравновешенной части осадка, град; g — ускорение свободного падения, м/с².

После преобразования формула (4.30) принимает вид:

1) для барабанного фильтра

$$M_1 = 0,278l \delta \rho D^2 g, \quad (4.31)$$

где l , D — длина и диаметр фильтра, м; δ — толщина слоя влажного осадка, м; ρ — плотность влажного осадка, кг/м³;

2) для дискового фильтра

$$M_1 = 0,0825i\rho \delta D^2 g, \quad (4.32)$$

где i — число дисков.

Момент сопротивления среза осадка для барабанного фильтра:

$$M_2 = 0,5f_1 k l \delta D. \quad (4.33)$$

Здесь $f_1 = 0,2 \div 0,3$ — коэффициент трения; $k = 3 \cdot 10^4 \div 7 \cdot 10^3$ — сопротивление среза осадка, Па; l — ширина ножа, м; D — диаметр барабана или диска, м.

Момент сопротивления от трения торца вала фильтра о распределительную головку:

$$M_3 = z f_2 p_0 r'_{\text{тр}}, \quad (4.34)$$

где z — число распределительных головок; $f_2 = 0,12$ — коэффициент трения головки о торец вала, Па; $p_0 = \rho F$ — давление прижима головки к торцу вала, Па; $\rho = 60\,000$ — удельное давление, Па; $F = 0,06$ — площадь трения торца вала (берется по чертежу), м²; $r'_{\text{тр}}$ — радиус трения торца вала (берется по чертежу), м.

Формула для определения $r'_{\text{тр}}$:

$$r'_{\text{тр}} = 0,33 \left(\frac{d_1^3}{d_1^2} - \frac{d_2^3}{d_2^2} \right), \quad (4.35)$$

где d_1 и d_2 — наружный и внутренний диаметры вала фильтра (для пустотелого вала).

Момент сопротивления от трения в подшипниках вала фильтра:

$$M_4 = f_3 G_{\text{бар}} d_{\text{ц}} g / 2. \quad (4.36)$$

Здесь $f_3 \approx 0,1$ — коэффициент трения в подшипниках вала; $G_{\text{бар}} = 100\,000$ — сила давления на подшипники вала от массы всего барабана (или дисков), вала и осадка; H ; $d_{\text{ц}} = 50 \div 80$ — диаметр цапфы вала (берется по чертежу), м.

Суммируем все моменты сопротивления:

$$\sum M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4. \quad (4.37)$$

Мощность привода барабана (дисков):

$$N = 1,15n \sum M / (9550\eta) \quad (4.38)$$

где n — частота вращения вала фильтра, с⁻¹; η — к.п.д. привода вала.

4.2.3. Основные конструкции и параметры фильтров

Конструкции, принцип работы фильтров рассмотрены в [1—3; 6—8; 14; 15; 4.1; 4.2].

Барабанные вакуум-фильтры в соответствии с ГОСТ 5748—79Е изготавливаются с площадью поверхности фильтрования от 0,25 до 100 м². Их маркируют следующим образом; Б — барабанный; О — общего назначения; Т — для труднофильтрующихся суспензий; Г — герметизированный; Л — для легкофильтрующихся суспензий; В — для суспензий с волокнистой твердой фазой; сх — со сходящим полотном; г — гравитационный; б — безъячейковый; Н — с намывным слоем; У, К, Р, П — исполнение фильтра по материалу: У — с деталями, соприкасающимися с обрабатываемым продуктом, из углеродистой стали; К — из коррозионностойкой стали; Р — с гумированными деталями; П — с деталями из пластмассы; Ш — с шатровой крышей; цифра непосредственно за буквами — площадь поверхности фильтрования, м²; цифра после тире — диаметр барабана, м; последняя цифра — модификация. Например, БОУ 40-3-4.

Основные параметры барабанных фильтров приведены в [4.8], табл. 4.3 и ГОСТ 5748—79Е.

Дисковые вакуум-фильтры изготавливают с площадью поверхности фильтрования от 0,3 до 250 м². Они имеют следующее условное обозначение типоразмера: Д — дисковый; У, К — исполнение фильтра по материалу: У — с деталями, соприкасающимися с обрабатываемой средой, из углеродистой стали или чугуна; К — с деталями из кислотостойких сталей и неметаллических материалов. Первая цифра после букв — площадь поверхности фильтрования, м²; вторая — диаметр диска, м; третья — модификация. Например, ДК 9-1,8-2.

Таблица 4.3

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

Фильтр	Площадь поворачивающейся фильтровальной, м ²	Число ячеек, шт.	Угловая скорость вращения, м/с	Частота вращения, об/мин	Угол поворота барабана, град	Распределение технологических зон на поверхности барабана (средние границы), град								Угол, занятый отпадками, град	Мощность привода барабана, кВт	
						φ_{Φ}	φ_{C1}	$\varphi_{np} + \varphi_{c2}$	φ_{Φ}	φ_{M1}	φ_{M2}	φ_{M3}	φ_{M4}			
БОШР 3-1,75 БОШР 5-1,75	3	16	0,01—0,2	0,1—2,0	130	107	71	101	19	20	2	30	5	14,5	1	
	5	18			138	125	60	99	25	24	4	5	14	4		16
БОК 3-1,75 БОК 5-1,75	3	18	0,01—0,18	0,1—1,8	134	124,5	67	103	20	20	2	13,5	5	12,5	1,7	
	5				149	132	59,5									
БОУ 5-1,75	5	24	0,013—0,20	0,13—2,0	144	125	71	93,5	19,5	18	2	4,5	22,5	4	10	1,0
					10	149	132	59,5								
БОР 10-2,6	10	20	0,01—0,2	0,1—2,0	149	132	59,5	103	20	20	2	5	13,5	5	12,5	2,8
					10	149	132									
БОУ 20-2,6	20	40	0,057 0,085 0,172	0,57 0,85 1,72	155	135	56,5	103	20	20	2	5	13,5	5	12,5	2,8
					10	149	132									

Основные параметры дисковых фильтров приведены в табл. 4.4, [4.8].

Таблица 4.4

Основные параметры дисковых вакуум-фильтров

Фильтр	Площадь поверхности фильтра, м ²	Число дисков, шт.	Параметры диска		Частота вращения, с ⁻¹	Угол погружения, град.	Распределение углов технологических зон на диске, град.			
			D, мм	число секторов, шт.			Фф. н.	Фс. н.	Ф ₀	Фр
ДУ 9-1,8	9	2								
ДК 9-1,8										
ДУ 18-1,8	18	4	1800			160	117	139		
ДК 18-1,8										
ДУ 27-1,8	27	6								
ДК 27-1,8					0,0025—0,015 (0,0017—0,02)					
				12					35	35
ДУ 34-2,5	34	4								
ДК 34-2,5										
ДК 51-2,5	51	6								
ДУ 51-2,5										
ДУ 68-2,5	68	8								
ДК 68-2,5			2500			166	120	137		
ДУ 100-2,5	102	12			0,0017—0,01 (0,0017—0,02)					

4.2.4. Расчет и подбор вспомогательного оборудования

Вспомогательное оборудование состоит из системы трубопроводов, ресиверов, ловушек, конденсаторов, вакуум-насосов и воздуходувок, насосов для подачи суспензии и откачки фильтра.

Расчет насосов, воздуходувок и их подбор (см. гл. 3). Для выбора вакуум-насоса необходимо определить общий расход воздуха, который включает в себя:

1) полезный расход воздуха, просасываемого через слой осадка;

2) расход на вакуумирование ячеек в начале каждого цикла в ячейковых фильтрах;

3) подсосы воздуха из-за несовершенства уплотнений между соседними ячейками, растрескивания осадка и разрывов фильтровальной ткани, обнажения части поверхности зоны фильтрации при понижении уровня суспензии в корыте фильтра ниже допустимого, при отделении от фильтрующей поверхности части осадка в начале или в конце зоны просушки;

4) подсосы воздуха в элементах вакуумной установки.

1. Определение полезного расхода воздуха с учетом производительности вакуум-фильтра по фильтрату.

Полезный удельный расход воздуха $v_{в.п}$ определяется уравнением

$$v_{в.п} = K_1 K_2 K_3 K_4 v_{\phi} \mu_{\phi} / \mu_{в}. \quad (4.39)$$

Здесь v_{ϕ} — удельная производительность фильтра по фильтрату, полученному за время собственно фильтрования, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; K_1 — коэффициент, выражающий отношение конечной скорости к средней скорости фильтрования (с достаточной точностью для расчетов принимают равным 0,5); K_2 — коэффициент, учитывающий изменение проницаемости осадка и расхода воздуха за период просушки; K_3 — коэффициент, учитывающий изменение объема воздуха при его просасывании от середины слоя осадка до внутренней полости фильтра, находящейся под вакуумом; K_4 — коэффициент, выражающий отношение величины угла зоны просушки к величине угла зоны фильтрования (для ленточных вакуум-фильтров — отношение длины зоны просушки к длине зоны фильтрования); μ_{ϕ} , $\mu_{в}$ — динамические коэффициенты вязкости фильтрата и воздуха.

Значения коэффициента K_2 зависят от толщины слоя осадка и принимаются равными $K_2 = 0,5$ при $\delta = (4 \div 12) \cdot 10^{-3}$ м и $K_2 = 0,3$ при $\delta > 12 \cdot 10^{-3}$ м.

Т а б л и ц а 4.5

Значения коэффициента K_3

Перепад давлений при просушке, кПа	9,81	19,6	29,4	39,2	49,0	58,8	68,6	78,5	88,3
------------------------------------	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Значение коэффициента K_3	1,05	1,12	1,21	1,33	1,5	1,75	2,17	3,0	5,5
-----------------------------	------	------	------	------	-----	------	------	-----	-----

Значения коэффициента K_3 в зависимости от перепада давлений на фильтре принимаются по табл. 4.5 или рассчитываются по уравнению

$$K_3 = (2p_6 - p_c) / [2(p_6 - p_c)], \quad (4.40)$$

где p_6 — атмосферное давление, кПа; p_c — перепад давлений при просушке, кПа.

Значения коэффициента K_4 , зависящего от распределения зон фильтра, следует принимать по табл. 4.6.

Для вновь проектируемых фильтров значения K_4 определяются по уравнению

$$K_4 = \varphi_{\phi} / \varphi_{с}. \quad (4.41)$$

где φ_{ϕ} — угол зоны фильтрования, град; $\varphi_{с}$ — угол зоны просушки, град.

2. Определение расхода воздуха на вакуумирование ячеек.

Значения коэффициента K_4

Тип фильтра	Марка	Угол зоны, град.		$K_4 = \frac{\varphi_c}{\varphi_\Phi}$
		фильтрация	просушки	
Барабанные с наружной фильтрующей поверхностью	БОК1, БОК3, БОК5	120—125	100	0,82
	БОР3, БОР5	107	100	0,93
	БОУ5	124	103	0,85
	БОУ10, БОУ20, БОК10,	132	103	0,79
	БОК20			
	БОР10	125	93	0,74
	БОР20	123	105	0,85
	БОУ40	120	103	0,86
	БЛК40	95	200	2,1
	Дисковые	ДУ и ДТ типовые	91	172
ДУ68, ДШ68, ДУ100,		91	179	1,91
ДШ100				
ДУ250		91	161	1,84
ДШ250		100	163	1,63

Удельный расход воздуха на вакуумирование ячеек $v_{в. в}$ определяется по уравнению

$$v_{в. в} = V_n n p_6 / (p_6 - p_c), \quad (4.42)$$

где V_n — удельный объем полости ячеек фильтра, $\text{м}^3/\text{м}^2$; n — частота вращения фильтра, с^{-1} .

У ленточных фильтров объем полости, вакуумированный в начале цикла, незначителен и при определении расхода воздуха не учитывается.

3. Определение дополнительного расхода воздуха за счет его подсосов на фильтре и в системе.

В зависимости от свойств образующегося осадка расход просасываемого в зоне просушки воздуха изменяется в широких пределах. В случае просушки растрескивающегося осадка расходы могут возрастать особенно значительно в связи с тем, что сопротивление движению воздуха в местах образования трещин оказывает лишь влажная фильтровальная перегородка с небольшим количеством осадка на ее поверхности.

По степени растрескивания осадки можно условно подразделить на три группы: 1) умеренно растрескивающийся осадок с относительной площадью трещин $K_{тр} = 0,05$ (к общей площади осадка); 2) значительно растрескивающийся осадок с относительной площадью трещин $K_{тр} = 0,1$; 3) сильно растрескивающийся осадок с $K_{тр} = 0,25$.

Удельный расход воздуха при растрескиваемом осадке $v_{в. тр}$ (в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$) определяется по уравнению

$$v_{в. тр} = (1 - K_{тр}) v_{в. п} \div 5v_{в. п} K_{тр}, \quad (4.43)$$

где 5 — пятикратный расход через площадь трещин.

Другим источником потерь являются прорывы в фильтровальной ткани. В этом случае

$$v_{в.р} = (0,1 \div 0,2) v_{в.п.} \quad (4.44)$$

Подсосы воздуха через неплотности в элементах фильтра и воздухопровода следует принимать в расчет, вводя дополнительный расход $v_{в.ф} = 0,002 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для фильтра и $v_{в.л} = 0,001 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для системы.

4. Определение общего удельного расхода воздуха.

Общий удельный расход воздуха (в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$):

$$v_{в.о} = v_{в.п} + v_{в.в} + v_{в.тр} + v_{в.р} + v_{в.ф} + v_{в.л} \quad (4.45)$$

Для ориентировочных расчетов удельная производительность вакуум-насоса (при разрежении на насосе) определяется из соотношения

$$v_{в.п} = (1,15 \div 1,25) v_{в.о} \quad (4.46)$$

где 1,15 — коэффициент увеличения расхода воздуха при перепаде давления до 49 кПа; 1,25 — коэффициент увеличения расхода воздуха при перепаде давлений более 49 кПа.

Ориентировочные нормы расхода воздуха в зависимости от производительности вакуум-фильтра по сухому веществу для нерастрескивающих осадков и при работе фильтра без промывки осадка приведены в табл. 4.7.

Таблица 4.7

Нормы расхода воздуха (в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$) для вакуум-фильтров различных типов

Тип фильтра	Производительность фильтра по сухому осадку, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$		
	до 200	200—800	более 800
Барабанный с наружной фильтрующей поверхностью	0,005—0,013	0,013—0,025	0,025—0,05
Дисковый	0,008—0,017	0,017—0,025	0,025—0,041
Барабанный с внутренней фильтрующей поверхностью	0,008—0,017	0,017—0,028	0,028—0,041
Ленточный	—	0,017—0,033	0,033—0,083
Карусельный	—	0,017—0,033	0,033—0,05

Примечания: 1. Растрескивание осадка повышает расход воздуха в 1,2—1,8 раза.

2. При промывке осадка на фильтре расход воздуха снижается в 1,2—1,3 раза.

3. Расходы воздуха указаны при степени разрежения на вакуум-насосе 70 % от барометрического давления.

Нормы расхода сжатого воздуха для вакуум-фильтров на отдувку осадка и регенерацию ткани приведены в табл. 4.8.

При выборе нормы расхода для определения производительности воздуходувки следует принимать большие значения для

Нормы расхода сжатого воздуха (в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)
для вакуум-фильтров на отдувку осадка и регенерацию
фильтровальной ткани

Тип фильтра	Обычная отдувка	Импульсная отдувка
Барабанный с наружной фильтрующей поверхностью	0,003—0,007	0,001—0,003
Барабанный с внутренней фильтрующей поверхностью	0,008—0,017	0,005—0,008
Дисковый	0,007—0,013	0,003—0,007

неплотных фильтровальных тканей, меньшие значения — в случае применения плотных тканей. Большие значения следует также принимать при фильтровании через сетки.

Выбор и расчет ресиверов. Ресивер (рис. 4.3) предназначен для разделения воздушножидкостной среды, поступающей по общему трубопроводу из фильтра. Ресивер разделен по ходу потока вертикальной перегородкой, не доходящей до дна, на две неравные зоны: разделяющую 4 и очищающую 3. Отношение площадей поперечного сечения разделяющей и очищающей зон 1 : 4.

Выбор размера ресивера проводится по максимальному расходу паровоздушной среды, проходящей через очищающую зону. При этом допустимая скорость воздуха в очищающей зоне принимается до 1 м/с для холодного и до 3 м/с горячего воздуха и пара. Допустимая скорость воздуха w_v в проходе между перегородкой и уровнем жидкости принимается до 1,5 м/с и до 5 м/с для горячего воздуха и пара.

Площадь поперечного сечения очищающей зоны:

$$F_{\text{оч}} = v_{\text{в. о}} / w_{\text{в.}} \quad (4.47)$$

Площадь поперечного сечения ресивера:

$$F = 1,25 F_{\text{оч}} \quad (4.48)$$

Диаметр ресивера:

$$D = \sqrt{4F_p / \pi} \quad (4.49)$$

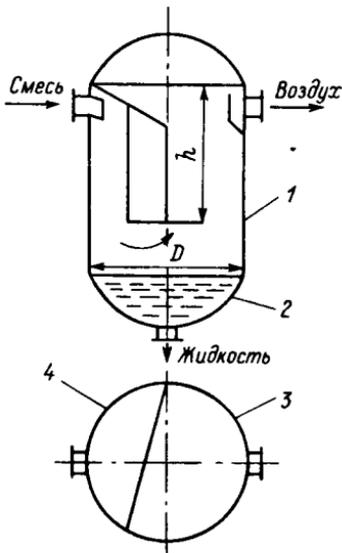


Рис. 4.3. Схема устройства ресивера:

1 — проход между перегородкой и уровнем жидкости; 2 — объем фильтрата, получаемого за 30—60 с; 3 — очищающая зона; 4 — разделяющая зона

Таблица 4.9

Размеры ресиверов, выпускаемых заводами химического машиностроения

Объем, м ³	Диаметр, м	Высота перегородки, м
0,4	0,7	0,55
1	0,9	0,65
1,6	1	0,9
2,5	1,2	0,9
4	1,4	1,1

В соответствии с найденным диаметром ресивера по табл. 4.9 выбирают ресивер ближайшего большего объема.

Ловушка предназначена для задержания капельной влаги, увлекаемой воздухом, просасываемым по трубопроводу, предохранения вакуум-насосов от попадания агрессивных жидкостей и исключения возможности гидравлического удара, а для насосов сухого типа — от попадания в них любой влаги. Методы расчета ловушек аналогичны методам расчета ресиверов. При этом ловушка берется ближайшего меньшего размера по сравнению с выбранным ресивером или такого же, если к фильтру или группе фильтров устанавливаются по два ресивера.

Типовая комплектация барабанных и дисковых вакуум-фильтров вспомогательным оборудованием указана в табл. 4.10, техническая характеристика вакуум-насосов — в табл. 4.11, техническая характеристика воздуходувок — в табл. 4.12.

Таблица 4.10

Типовая комплектация барабанных и дисковых вакуум-фильтров

Тип фильтра	Поверхность фильтра, м ²	Объем ресивера, м ³	Объем ловушки, м ³	Производительность вакуум-насоса, м ³ /мин	Производительность воздуходувки, м ³ /мин
Барабанный с НФП	1	0,4	0,4	1,5	1,5
	3	0,4	0,4	3	1,5
	5	1	0,4	6	1,5
	10	1	0,4	12	3,3
	20	2,5	1,6	25	6
	40	4	2,5	50	10,4
Дисковый	9	0,4	0,4	6	2,5
	18	1	0,4	12	6
	27	1,6	1	25	6
	34	1,6	1	25	10,4
	51	2,5	1,6	50	10,4
	68	2,5	1,6	50	25
	80	4	2,5	50	25
	100	4	2,5	100	25

Таблица 4.11

Техническая характеристика вакуум-насосов

Марка	Производительность, м ³ /мин	Потребляемая мощность, кВт	Марка	Производительность, м ³ /мин	Потребляемая мощность, кВт
ВВН-1,5	1,5	3,36	ДВВН-150	150	250
ВВН-3	3,2	5,6	ВВН-300	300	600
ВВН-6	6	13	РВН-6	6	13
ВВН-12	12	20,4	РВН-25	25	55
ВВН-25	25	50	РВН-50	50	75
ВВН-50	50	110			

Таблица 4.12

Технические характеристики воздуходувок

Марка	Q, м ³ /с	p, Па	n, с ⁻¹	Электродвигатель		
				тип	N, кВт	$\eta_{дв}$
ТВ-25-1,1	0,833	10 000	48,3	АО2-71-2	22	0,88
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	—
ТВ-1100-1,12	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	7,5	8 000	49,5	АО2-92-2	125	0,94

4.3. ПРИМЕР РАСЧЕТА БАРАБАННОГО ВАКУУМ-ФИЛЬТРА

Технологическая установка. Схема установки с вращающимся барабанным вакуум-фильтром показана на рис. 4.4.

Суспензия поступает в сборник 12, откуда подается центробежным насосом 13 в корыто вакуум-фильтра 2. Здесь суспензия разделяется на осадок, поступающий на дальнейшую переработку, и фильтрат, отводимый в сепаратор 9. Промывная вода, поступающая на промывку осадка из сборника 1, смешивается внутри барабана вакуум-фильтра с основным потоком фильтрата. Основной и промывной фильтрат из сепаратора поступает в сборник фильтрата 10, откуда центробежным насосом 11 подается на переработку.

Воздух из сепаратора отсасывается вакуум-насосом 6, перед которым устанавливается ловушка 7 для отделения от воздуха мелких брызг (ловушка устанавливается перед сухими вакуум-насосами, а при агрессивном фильтрате при значительном содержании в нем абразивной твердой фазы ловушки можно устанавливать перед мокрыми вакуум-насосами). Воздух для отдувки осадка и регенерации ткани подается воздуходувкой 4, перед которой устанавливается ресивер-водоотделитель 5 для отделения воды и

масла и выравнивания давления воздуха. Жидкая фаза из ловушки удаляется по барометрической трубе в сборник-гидрозатор 8.

Установка автоматизирована. Схема КИП и А должна обеспечить необходимую производительность установки, обеспечив при этом качественную промывку осадка и его минимальную влажность.

Автоматически регулируются наиболее важные параметры и потоки: 1) уровень суспензии в корытах вакуум-фильтров; 2) давление воздуха, поступающего на продувку фильтровальной ткани; 3) уровень промывной воды в напорном баке; 4) расход воды на промывку осадка; 5) разрежение в вакуумной линии.

Понижение уровня суспензии в корыте вакуум-фильтров приводит к уменьшению производительности и вакуума в вакуумной линии. При повышении уровня часть суспензии переливается в сборник 12, откуда затем она снова должна быть возвращена на фильтрование. Это обуславливает измельчение кристаллов осадка, в результате чего уменьшается производительность фильтра и повышается влажность осадка. Для стабилизации уровня на линии подачи суспензии устанавливают дроссельную заслонку, степень открытия которой регулируется по сигналу регулятора уровня.

Необходимость стабилизации давления воздуха, поступающего на продувку, объясняется тем, что недостаточное давление приводит к уменьшению производительности фильтра из-за плохой продувки фильтровальной ткани, а избыточное давление часто нежелательно при фильтровании суспензий, содержащих легкоиспаряющиеся вещества. Так, например, при фильтровании бикарбонатной суспензии содового производства избыточное давление воздуха приводит к выдуванию аммиака из фильтровой жидкости.

Стабилизация уровня промывной воды в напорном баке и регулирование ее расхода устраняет разбавление фильтрата, потери осадка при увеличении подачи промывной воды, обеспечивает необходимый уровень качества чистоты осадка.

Для создания более глубокого вакуума необходимо открыть полностью заслонку перед вакуум-насосом или включить дополнительно вакуум-насос.

Схемой автоматизации предусмотрена стабилизация уровней жидкости в сборниках.

В процессе фильтрования контролируются расходы, давления, температуры технологических потоков при помощи КИП.

Расчет барабанного вакуум-фильтра. Рассчитать и подобрать по каталогу барабанный вакуум-фильтр с наружной фильтрующей поверхностью для фильтрования суспензии асбестового шлама при следующих условиях.

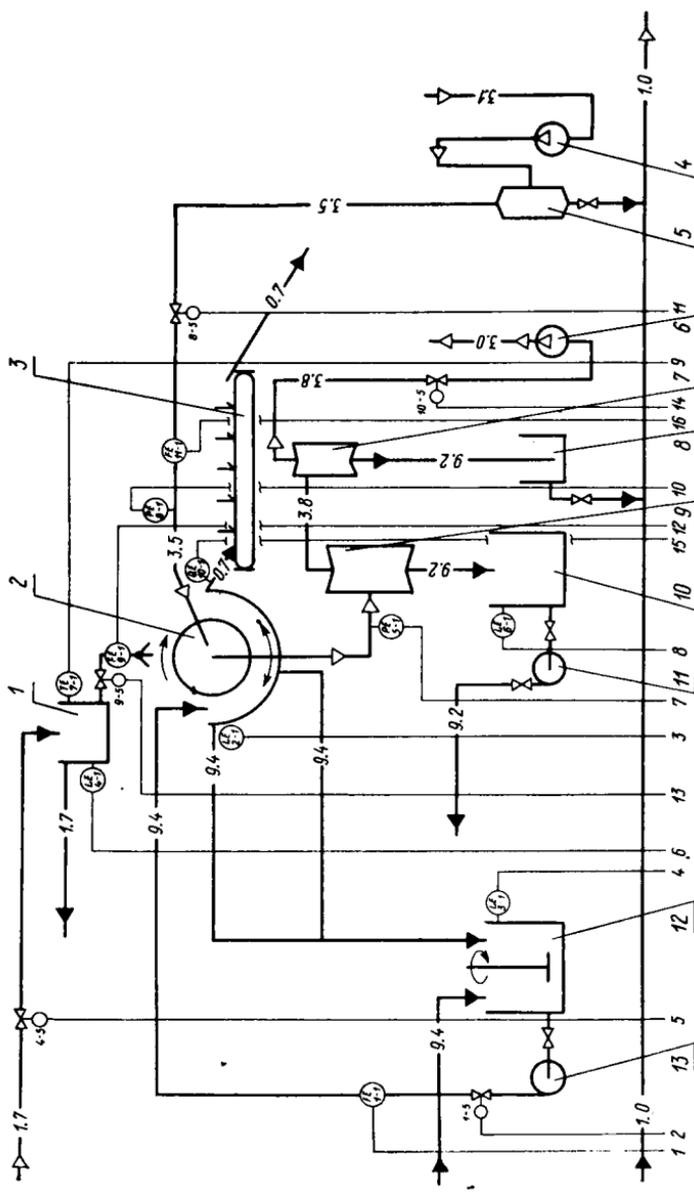
1. Производительность фильтра по осадку $G_{ос} = 2,78$ кг/с.
2. Влажность осадка $w = 40\%$ (по массе).
3. Содержание твердой фазы в суспензии $x = 20\%$ (по массе).
4. Перепад давления при фильтровании и промывке $\Delta P = 80$ кПа.
5. Удельное сопротивление осадка $r = 5 \cdot 10^{10}$ Па·с/м².
6. Сопrotивление фильтрующей перегородки $R_n = 1 \cdot 10^6$ Па·с/м.
7. Динамический коэффициент вязкости фильтрата $\mu_{\phi} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с.
8. Плотность твердой фазы $\rho_T = 2500$ кг/м³.
9. Плотность жидкой фазы $\rho_{\phi} = 1000$ кг/м³.
10. Динамический коэффициент вязкости промывной жидкости (воды) при температуре 20 °С $\mu_{пр} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с.
11. Удельный расход промывной жидкости $m = 3,6$ кг/кг осадка.
12. Угол зоны фильтрования $\varphi_{\phi} = 135^\circ$.
13. Частота вращения барабана $n = 0,5$ об/мин.

Производительность фильтра по суспензии определяем по формуле (4.2):

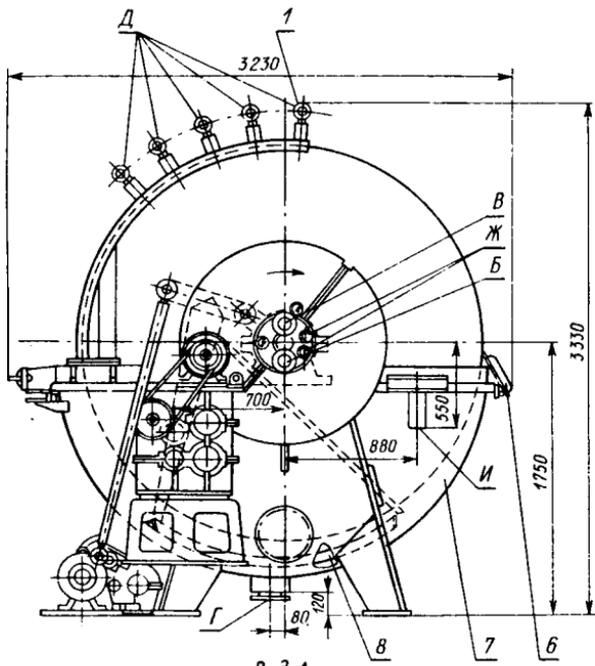
$$G_c = 2,78 (1 - 0,4)/0,2 = 8,34 \text{ кг/с.}$$

Содержание твердого вещества в суспензии:

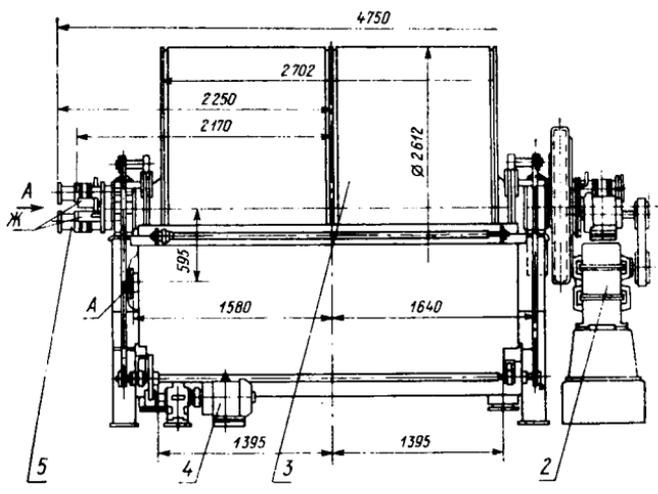
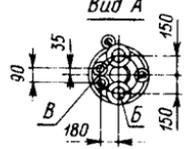
$$G_T = 8,34 \cdot 0,2 = 1,668 \text{ кг/с.}$$



Приборы местные	Цифры	16	15	14	13	12	11	10	9	8	7	6	5	4	3	2	1
16.1	16.2	16.3	16.4	16.5	16.6	16.7	16.8	16.9	16.10	16.11	16.12	16.13	16.14	16.15	16.16	16.17	16.18



Вид А



Содержание жидкой фазы в суспензии:

$$G_{ж} = 8,34 - 1,668 = 6,672 \text{ кг/с.}$$

Производительность фильтра по фильтрату:

$$G_{ф} = 8,34 - 2,78 = 5,56 \text{ кг/с.}$$

Содержание жидкой фазы в осадке:

$$G_{ж} = 2,78 - 1,668 = 1,112 \text{ кг/с.}$$

Составляем таблицу материального баланса 4.13.

Т а б л и ц а 4.13

Материальный баланс процесса фильтрования

Приход, кг/с		Расход, кг/с	
С суспензией	8,34	1. С осадком	2,78
В том числе:		В том числе:	
твердая фаза	1,668	твердая фаза	1,668
жидкая фаза	6,672	жидкая фаза	1,112
		2. С фильтратом	5,56
Всего	8,34	Всего	8,34

Плотность осадка (формула (4.15)):

$$\rho_{ос} = \frac{100 \cdot 2500 \cdot 1000}{100 \cdot 1000 + (2500 - 1000) \cdot 0,4} = 1562,5 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность суспензии определяем по формуле (2.6):

$$\rho_c = 1/[0,4/2500 + (1 - 0,4)/1000] = 1136,4 \text{ кг/м}^3.$$

Объем осадка:

$$V_{ос} = 2,78/1562,5 = 0,0018 \text{ м}^3/\text{с},$$

Объем фильтрата:

$$V_{ф} = 5,56/1136,4 = 0,0049 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Соотношение объемов осадка и фильтрата:

$$u = 0,0018/0,0049 = 0,37.$$

Длительность периода фильтрования:

$$\tau_{ф} = 135/(6 \cdot 0,5) = 45 \text{ с.}$$

Производительность фильтра по фильтрату за один оборот:

$$V = V_{ф}/n = 0,0049/0,0083 = 0,6 \text{ м}^3 \text{ фильтрата/об.}$$

Так как $r/R_n > 10^3$, необходимую площадь поверхности фильтрования определяем по формуле (4.20):

$$0,6 = F \sqrt{2 \cdot 80000 \cdot 45/(5 \cdot 10^9 \cdot 0,37)}; \quad F = 30,4 \text{ м}^2.$$

В соответствии с [4.8] принимаем к установке, исходя из производственных условий, барабанный вакуум-фильтр марки БОУ 20-2,6 (рис. 4.5)

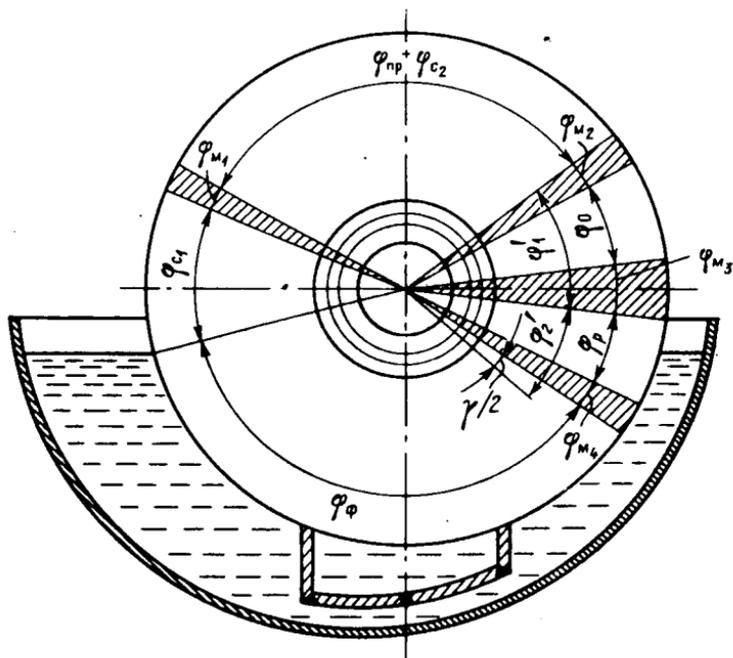


Рис. 4.6. Схема распределения технологических зон на поверхности барабана

(2 шт.) со следующей характеристикой: площадь поверхности фильтрования 20 м^2 ; диаметр барабана $2,6 \text{ м}$; длина барабана $2,7 \text{ м}$; угол погружения барабана в суспензию 149° ; угол зоны фильтрования $\varphi_\Phi = 132^\circ$; угол зоны предварительной сушки осадка $\varphi_{с_1} = 59,5^\circ$; угол зоны промывки и окончательной сушки осадка $\varphi_{пр} + \varphi_{с_2} = 103^\circ$; угол зоны отдувки перед снятием осадка $\varphi_0 = 20^\circ$; угол зоны регенерации $\varphi_r = 20^\circ$; мертвые зоны $\varphi_{м_1} = 2^\circ$, $\varphi_{м_2} = 5^\circ$, $\varphi_{м_3} = 13,5^\circ$, $\varphi_{м_4} = 12,5^\circ$; число ячеек барабана 24.

Схема расположения технологических зон на поверхности барабана показана на рис. 4.6.

Толщина слоя осадка определяется из соотношения

$$\delta = V_{ос}/(Fn) = 0,0009/(20 \cdot 0,0083) = 0,0054 \text{ м},$$

где $V_{ос} = 0,0018/2 = 0,0009 \text{ м}^3/\text{с}$ — объем осадка одного фильтра; $F = 20 \text{ м}^2$ — площадь поверхности фильтрования; $n = 0,0083 \text{ с}^{-1}$ — частота вращения барабана.

Скорость фильтрования определяется по формуле (4.25):

$$W_{кон} = \sqrt{80000/(2 \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 0,37 \cdot 45)} = 2,2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 \text{ фильтрата}/(\text{м}^2 \text{ фильтра} \cdot \text{с}).$$

Скорость промывки осадка (формула (4.27)):

$$W_{пр} = 2,2 \cdot 10^{-4} \cdot 0,9 \cdot 10^{-3}/(1 \cdot 10^{-3}) = 1,98 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 \text{ воды}/(\text{м}^2 \text{ фильтра} \cdot \text{с}).$$

Расход промывной воды:

$$G_{пр} = 3,6 \cdot 2,78 = 10 \text{ кг/с}.$$

ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- Q — тепловая нагрузка, Вт;
 c — удельная массовая теплоемкость, Дж/(кг·К);
 t — температура, °С;
 T — температура, К;
 q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²;
 G — массовый расход теплоносителя, кг/с;
 r — удельная массовая теплота конденсации, Дж/кг;
 F — площадь поверхности теплопередачи, м²;
 K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);
 α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 r_{Σ} — термическое сопротивление слоя загрязнений, м²·К/Вт;
 β — коэффициент объемного расширения, К⁻¹;
 δ — толщина стенки, м;
 μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
 ρ — плотность, кг/м³;
 ξ — коэффициент местного сопротивления;
 g — ускорение свободного падения, м/с²;
 D — диаметр кожуха теплообменника, м;
 d — внутренний диаметр теплообменных труб, м;
 d_3 — эквивалентный диаметр, м;
 L — длина теплообменных труб, м;
 n — число труб, шт.;
 l — определяющий размер в критериях подобия;
 P — давление, Па;
 Δp — гидравлическое сопротивление, Па;
 S — площадь поперечного сечения потока, м²;
 w — скорость движения теплоносителя, м/с;
 z — число ходов в теплообменниках;
 λ — коэффициент трения; теплопроводность, Вт/(м·К);
 σ — поверхностное натяжение, Н/м;
 ν — кинематический коэффициент вязкости, м²/с;
 $Re = wd_3\rho/\mu$ — критерий Рейнольдса;
 $Nu = \alpha l/\lambda$ — критерий Нуссельта;
 $Pr = \mu c/\lambda$ — критерий Прандтля;
 $Gr = \frac{gt^3}{\nu^2} \beta \Delta t$ — критерий Грасгофа.

Индексы: 1 — теплоноситель с большей средней температурой (горячий теплоноситель); 2 — теплоноситель с меньшей средней температурой (холодный теплоноситель); н — начальное значение параметра; к — конечное значение параметра; ст — стенка; тр — трубное пространство; мтр — межтрубное пространство.

5.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Теплообменными называют аппараты, предназначенные для передачи теплоты от более нагретого теплоносителя к менее нагретому.

Известны три основных вида переноса теплоты: теплопроводность, конвекция и лучеиспускание. Теплообмен всех этих видов может происходить одновременно, но при анализе процессов теплопередачи каждый из них целесообразно рассматривать в отдельности.

Теплообмен применяется для осуществления различных технологических процессов: нагревания, охлаждения, конденсации, испарения и т. д.

Теплообменные аппараты классифицируются по различным признакам: назначению, компоновке, роду рабочих сред, способу передачи теплоты и др. Наиболее распространена классификация теплообменников по способу передачи теплоты, согласно которому они подразделяются на следующие типы:

Таблица 5.1

Ориентировочные условия работы теплообменных аппаратов

Вид и тип аппарата	Условное давление, МПа		Допустимая температура, °С	Рабочая среда, теплоноситель	
	в трубном пространстве	в межтрубном пространстве		в трубном пространстве	в межтрубном пространстве
Кожухотрубчатые	ТН	0,6; 1,0; 1,6; 2,5; 4,0	0,6; 1,0; 1,6; 2,5; 4,0	От -30 до +350	Газы при низких давлениях, чистые
	ТК	0,6; 1,0; 1,6; 2,5	0,6; 1,0; 1,6		Жидкость, газ, пар, загрязненные
	ТП	1,6; 2,5; 4,0; 6,4	1,6; 2,5; 4,0; 6,4	От +30 до +450	Коррозионные, высокого давления и температуры
	ТУ	1,6; 2,5; 4,0; 6,4	1,6; 2,5; 4,0; 6,4		Чистые жидкости, кипящие жидкости
Спиральный	До 1,0		От -20 до +200	Чистые жидкости и конденсирующиеся пары	
Пластинчатый	До 1,0		От +20 до +140	Жидкости с твердым осадком, растворы солей, щелочей, кислоты	
Воздушного охлаждения	0,6; 2,5; 6,4		От -40 до +475	Загрязненные жидкости, конденсирующиеся пары	Атмосферный воздух

Сравнительная характеристика теплообменных аппаратов различных типов

Тип теплообменников	Простота и легкость изготовления	Возможность осуществления чистого противотока	Достижение высоких скоростей		Легкость очистки		Доступность для осмотра и ремонта	Поверхность нагрева на единицу объема, м ² /м ³	Расход металла, кг/м ²	Относительный расход металла на единицу передаваемой теплоты
			в трубах	в межтрубном пространстве	труб	межтрубного пространства				
Кожухотрубные:										
одноходовые	×	+	-	-	+	-	×	18-40	35-80	1
многоходовые	-	+	+	×	+	-	×	18-40	35-80	1
батареи	×	+	+	×	+	-	×	7-16	35-80	1
Типа «труба в трубе»	+	+	+	+	+	-	×	4-15	175	1,5-4,5
Погружные	+	-	+	-	-	+	+	4-12	90-120	1,0-6,5
Оросительные	+	-	+	Не гребуется	-	+	+	3-6	45-60	0,45-2,0
Спиральные	-	+	+	+	×	×	-	34-72	30-50	0,2-0,9
Пластинчатые:	×	+	+	+	+	+	×	10-60	5-20	
с гладкими листами										
штампованный волнистый с ребрами										
								300-600	5-10	
								600-1800	2-4	

Примечание. В таблице приняты обозначения: «+» — соответствующие требованиям; «-» — несоответствие требованиям; «X» — частичное соответствие требованиям; «>» — несоответствие требованиям.

1) поверхностные, в которых оба теплоносителя разделены поверхностью теплообмена различной конфигурации;

2) регенеративные, в которых процесс передачи теплоты от горячего теплоносителя к холодному происходит с помощью теплоаккумулирующей массы, называемой насадкой;

3) смесительные, в которых теплообмен происходит при непосредственном соприкосновении теплоносителей.

К поверхностным теплообменникам относятся: трубчатые (кожухотрубные, типа «труба в трубе», оросительные, погружные); пластинчатые, спиральные, аппараты с рубашками, с оребренной поверхностью теплообмена.

При выборе типа и конструкции теплообменника учитываются следующие факторы:

- назначение аппарата и протекающие в нем процессы;
- удельная теплопроизводительность аппарата (количество теплоты, передаваемой в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при заданном тепловом режиме);
- гидравлическое сопротивление;
- химическая агрессивность теплоносителей к конструкционному материалу;
- степень загрязненности теплоносителей и характер отложений;
- термодинамические параметры (температура, давление, объемы и агрегатное состояние теплоносителей);
- физико-химические свойства;
- температурные напряжения, возникающие при различном тепловом удлинении различных частей теплообменника;
- конструктивное совершенство: простота устройства, малые масса и габаритные размеры, технологичность конструкции, высокий к. п. д.;
- себестоимость продукции.

Предварительный выбор типа теплообменника можно сделать, ориентируясь на данные, приведенные в табл. 5.1 и 5.2.

5.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Различают два вида теплотехнических расчетов теплообменников: проектный и поверочный. Проектный расчет выполняется при проектировании теплообменного аппарата, когда расходы теплоносителей и их параметры заданы. Цель проектного расчета — определение площади поверхности теплообмена и конструктивных размеров выбранного аппарата. С помощью поверочного расчета выявляют возможность использования имеющихся теплообменников в условиях заданного процесса и определяют условия, обеспечивающие оптимальный режим работы аппарата.

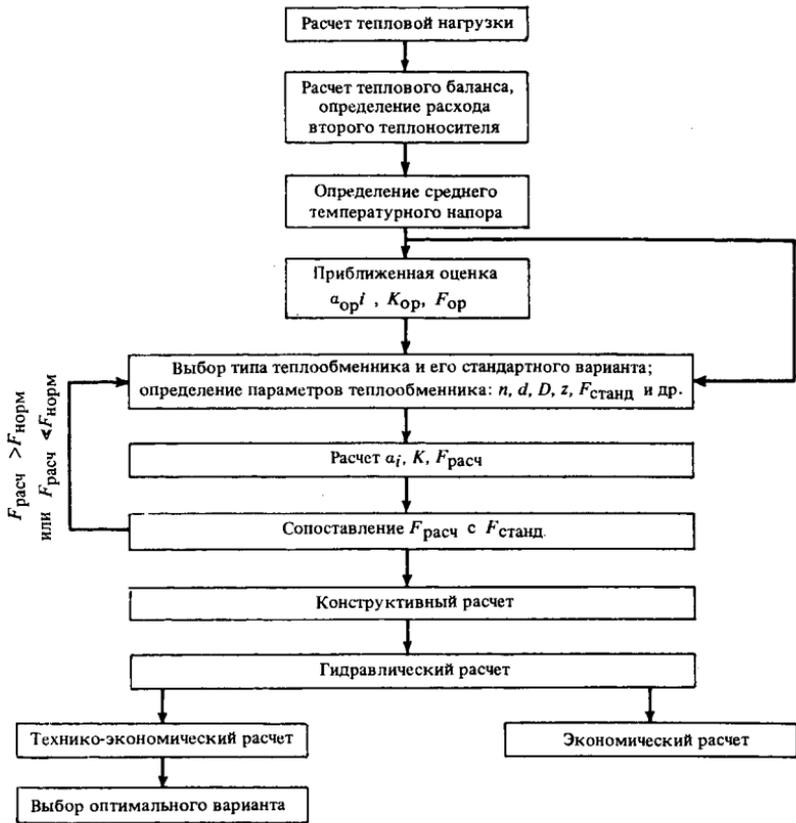


Рис. 5.1. Схема расчета теплообменников

Проектный расчет включает выбор типа и конструкции теплообменного аппарата, тепловой, конструктивный, гидравлический, механический и технико-экономический расчеты.

Схема расчета теплообменников приведена на рис. 5.1.

Тепловой расчет теплообменников заключается в определении необходимой площади поверхности теплообмена, которую находят из основного уравнения теплопередачи:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}), \quad (5.1)$$

где Q — тепловая нагрузка теплообменного аппарата, определяемая из теплового баланса; K — коэффициент теплопередачи; Δt_{cp} — средний температурный напор.

5.2.1. Тепловые балансы теплообменных аппаратов

Количество теплоты, переданной от горячего теплоносителя к холодному в единицу времени, называется тепловой нагрузкой аппарата. Уравнение теплового баланса в общем виде без

учета потерь теплоты в окружающую среду, выразится равенством

$$Q = Q_1 = Q_2. \quad (5.2)$$

Здесь Q_1 — количество теплоты, отданной горячим теплоносителем, Вт; Q_2 — количество теплоты, сообщенной холодному теплоносителю, Вт.

Уравнение теплового баланса с учетом потерь теплоты в окружающую среду:

$$Q_1 = Q_2 + Q_{\text{пот}}, \quad (5.3)$$

где $Q_{\text{пот}}$ — потери теплоты в окружающую среду, Вт.

Если теплообмен протекает без изменения агрегатного состояния теплоносителей, то

$$Q_1 = G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}); \quad (5.4)$$

$$Q_2 = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}). \quad (5.5)$$

Таким образом, уравнение теплового баланса примет вид:

$$G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}). \quad (5.6)$$

Из уравнения (5.6) определяется расход теплоносителей или неизвестная температура одного из теплоносителей. Например:

1) если неизвестен расход холодного теплоносителя G_2 , он определится как

$$G_2 = \frac{G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к})}{c_2 (t_{2к} - t_{2н})}; \quad (5.7)$$

2) если неизвестна конечная температура горячего теплоносителя $t_{1к}$, она определится по формуле

$$t_{1к} = t_{1н} - \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н})}{G_1 c_1}. \quad (5.8)$$

При изменении агрегатного состояния теплоносителей тепловая нагрузка определится по уравнению

$$Q = G_1 r x, \quad (5.9)$$

где x — степень сухости пара.

При конденсации перегретого пара с охлаждением конденсата тепловая нагрузка будет равна:

$$Q = Q_{\text{пер}} + Q_{\text{конд}} + Q_{\text{охл}}. \quad (5.10)$$

Здесь $Q_{\text{пер}} = G_1 c_p (t_{1н} - t_{\text{нас}})$ — количество теплоты, отдаваемой при охлаждении перегретого пара; $Q_{\text{конд}} = G_1 r$ — количество теплоты, отдаваемой при конденсации пара; $Q_{\text{охл}} = G_1 c_{ж} (t_{\text{нас}} - t_{1к})$ — количество теплоты, отдаваемой при охлаждении конденсата; $t_{\text{нас}}$ — температура насыщенного пара; c_p — теплоемкость пара; $c_{ж}$ — теплоемкость конденсата.

В оросительных теплообменниках вода орошает снаружи трубы теплообменника, при этом часть воды испаряется, отнимая теплоту за счет теплоты испарения. Уравнение теплового

баланса в этом случае:

$$Q = (W - W_0) c_B (t_{2K} - t_{2H}) + W_0 (i - c_B t_{2H}), \quad (5.11)$$

где W — количество подаваемой на орошение воды, кг/с; W_0 — количество испарившейся воды, кг/с; c_B — удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К); i — удельная энтальпия водяного пара (берется при температуре окружающего воздуха), Дж/кг.

Расход воды:

$$W = W_0 + \frac{Q - W_0 (i - c_B t_{2H})}{c_B (t_{2K} - t_{2H})}.$$

При приближенных расчетах W_0 принимают равным 1—2 % от расхода орошающей воды.

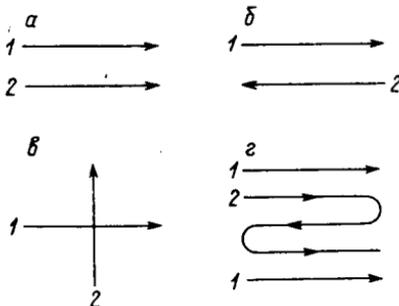
Для точных расчетов количество испарившейся воды W_0 определяется по уравнению [5.10]:

$$W_0 = \beta F_0 (x'' - x), \quad (5.12)$$

где β — коэффициент испарения (при неподвижном воздухе $\beta = 50$ кг/(м²·ч); при движущемся воздухе β возрастает до 200 кг/(м²·ч)); F_0 — площадь поверхности соприкосновения воды с воздухом, м² (приближенно принимают $F_0 = 2F$); F — площадь поверхности нагрева, м²; x'' — влагосодержание воздуха в месте соприкосновения его с водой, кг/кг (определяется как влагосодержание насыщенного воздуха при средней температуре воды t_{cp}); x — влагосодержание окружающего воздуха, кг/кг (определяется по температуре и относительной влажности воздуха).

5.2.2. Средний температурный напор

Величина среднего температурного напора зависит от схемы движения теплоносителей вдоль поверхности теплообмена. Направления движения теплоносителей могут быть прямоточными, противоточными, с перекрестным током и смешанным током (рис. 5.2). В тех случаях, когда оба теплоносителя, участвующие в теплообмене, имеют постоянную температуру как по поверхности теплообмена, так и во времени или когда один из теплоносителей имеет в течение всего времени протекания процесса теплообмена постоянную температуру, а температура другого изменяется от t_H до t_K , расход теплоносителей не зависит



от схемы движения теплоносителей. При непрерывно изменяющихся температурах теплоносителей лучшие результаты (снижение расхода теплоносителей) дает противоточное движение.

Рис. 5.2. Схемы направления движения теплоносителей при теплообмене: а — прямоток; б — противоток; в — перекрестный ток; г — смешанный ток; 1, 2 — теплоносители

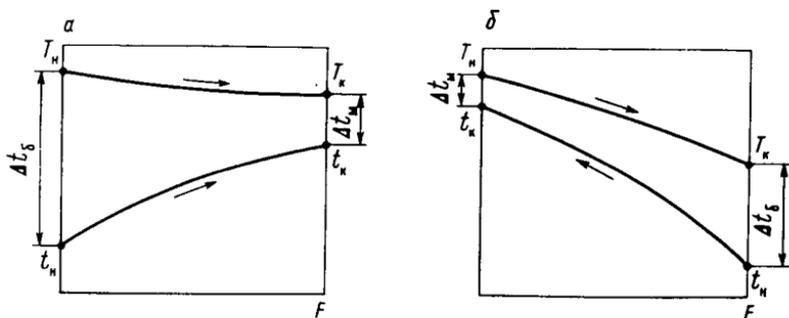


Рис. 5.3. Характер изменения температур теплоносителей:
 а — прямоток; б — противоток

Средний температурный напор при прямотоке и противотоке, а также при постоянной температуре одного из теплоносителей определяется как среднелогарифмическая разность:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (5.13)$$

где Δt_{δ} , $\Delta t_{\text{м}}$ — большая и меньшая разности температур между горячим и холодным теплоносителями на концах теплообменника (рис. 5.3).

Если $\Delta t_{\delta}/\Delta t_{\text{м}} \leq 2$, то средний температурный напор определяется как среднеарифметическая величина:

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}})/2. \quad (5.14)$$

При смешанном и перекрестном токе средний температурный напор определяется по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \Delta t_{\text{ср. пр}} \varepsilon_{\Delta t}. \quad (5.15)$$

Здесь $\Delta t_{\text{ср. пр}}$ — средний температурный напор при противотоке, град; $\varepsilon_{\Delta t}$ — поправочный коэффициент.

Для нахождения поправочного коэффициента $\varepsilon_{\Delta t}$ вычисляют вспомогательные величины P и R :

$$P = \frac{t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}}}{t_{1\text{н}} - t_{2\text{н}}}; \quad R = \frac{t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}}{t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}}}. \quad (5.16)$$

С помощью этих величин по вспомогательным графикам [11; 5.9; 5.10] находят поправочный коэффициент $\varepsilon_{\Delta t}$.

Расчеты среднелогарифмической разности температур удобно проводить при помощи номограммы [5, рис. 1.8]. Для нахождения по номограмме $\Delta t_{\text{ср}}$ необходимо на левой и правой шкалах отложить значения большей и меньшей разности температур, провести через эти значения прямую линию. Точка пересечения этой прямой со средней шкалой покажет среднелогарифмическую разность температур.

Для периодических процессов нагревания и охлаждения средний температурный напор определяется следующим образом.

1. Для процесса нагревания в аппарате:

$$\Delta t_{\text{ср.нагр}} = \frac{t_{2к} - t_{2н}}{2,3 \lg \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1н} - t_{2к}}} \frac{A - 1}{2,3 \lg A}, \quad (5.17)$$

где $A = (t_{1н} - t_2)(t_{1к} - t_2)$; t_2 — температура теплоносителя в любой момент времени.

По окончании теплообменного процесса через τ ч $t_2 = t_{2к}$. Средняя конечная температура горячего теплоносителя:

$$t_{\text{ср.1к}} = t_{1н} - \Delta t_{\text{нагр}} \cdot 2,3 \lg A. \quad (5.18)$$

2. Для процесса охлаждения жидкости в аппарате:

$$\Delta t_{\text{ср.охл}} = \frac{t_{1н} - t_{1к}}{2,3 \lg \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1к} - t_{2н}}} \frac{A - 1}{2,3 \lg A}, \quad (5.19)$$

где $A = (t_1 - t_{2н})/(t_1 - t_{2к})$.

При расчете площади поверхности теплообмена принимают $t_1 = t_{1к}$.

Средняя конечная температура холодного теплоносителя:

$$\Delta t_{\text{ср.2к}} = t_{2н} + \Delta t_{\text{ср.охл}} \cdot 2,3 \lg A. \quad (5.20)$$

5.2.3. Коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи

Коэффициент теплопередачи для плоской поверхности теплообмена определяется по формуле

$$K = 1 / (1/\alpha_1 + \sum \delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} + \sum r_3 + 1/\alpha_2). \quad (5.21)$$

Это уравнение с достаточной степенью точности можно применять для расчета теплопередачи через цилиндрическую стенку, если $d_{\text{н}}/d_{\text{вн}} < 2$ ($d_{\text{н}}$, $d_{\text{вн}}$ — соответственно наружный и внутренний диаметры цилиндра).

Для предварительных расчетов площади поверхности теплообмена можно использовать ориентировочные значения коэффициента теплопередачи K , которые приведены в табл. 5.3.

Загрязнение поверхности теплообмена ведет к снижению коэффициента теплопередачи. Ориентировочные значения тепловой проводимости загрязнений стенок приведены в табл. 5.4.

Если тепловая проводимость слоя загрязнений неизвестна, определяют коэффициент теплопередачи по формуле (5.21) без учета $\sum r_3$ для чистой поверхности, а влияние загрязнения стенки учитывают, вводя коэффициент использования поверхности ϕ :

$$K = K_{\text{чистФ}}. \quad (5.22)$$

Таблица 5.3

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи K
(в Вт/(м²·К))

Вид теплообмена	Вынужденное движение теплоносителя	Свободное движение теплоносителя
От газа к газу (при невысоких давлениях)	10—40	4—12
От газа к жидкости (газовые холодильники)	10—60	6—20
От конденсирующегося пара к газу (воздухоподогреватели)	10—60	6—12
От жидкости к жидкости (вода)	800—1700	140—340
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	120—270	30—60
От конденсирующегося водяного пара к воде (конденсаторы, подогреватели)	800—3500	300—1200
От конденсирующегося пара органических веществ жидкостям (подогреватели)	120—340	60—460
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	300—800	230—460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	—	300—2500

Таблица 5.4

Значение $1/r_3$ (в Вт/(м²·К))

Теплоносители	$1/r_3$
Вода:	
загрязненная	1 400—1 800
среднего качества	1 860—2 900
хорошего качества	2 900—5 800
дистиллированная	11 600
Конденсат	25 000
Раствор:	
аммиачный	6 670
солей	5 000
щелочей	2 500
Кислота:	
уксусная	2 000
соляная, фосфорная, серная	2 000
Водяной пар (с содержанием масла)	5 800
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов	2 900
Сероуглерод	5 000
Углеводороды низкокипящие	5 000
Ацетон, растворители	10 000
Аммиак	4 000
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5 800
Органические пары	11 600
Углеводороды ароматические	5 560
Полимеризующиеся вещества	2 200
Воздух	2 800
Дымовые газы	1 700

Для большинства аппаратов $\varphi = 0,65 \div 0,85$.

Коэффициент теплоотдачи α зависит от характера теплообмена, режима движения теплоносителя, вида поверхности теплообмена физических свойств среды.

В большинстве случаев коэффициенты теплоотдачи рассчитывают из формулы

$$Nu = \alpha l / \lambda, \quad (5.23)$$

откуда

$$\alpha = Nu \lambda / l. \quad (5.24)$$

Здесь λ — коэффициент теплопроводности теплоносителя; l — определяющий геометрический размер (для каждой формулы указывается какой размер является определяющим).

Зависимость критерия Нуссельта от других критериев выражается в общем виде формулой

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \dots). \quad (5.25)$$

При расчете критериальная зависимость должна точно соответствовать условиям проектирования.

Во многие критериальные уравнения конвективной теплоотдачи входит множитель $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$, учитывающий направление теплового потока и близкий к единице, когда температура стенки и жидкости не сильно отличаются. При вычислении критерия $Pr_{ст}$ значения физико-химических констант теплоносителей необходимо брать при температуре стенки

$$t_{ст1} = t_1 - \frac{K}{\alpha_1} \Delta t_{ср}; \quad t_{ст2} = t_2 + \frac{K}{\alpha_2} \Delta t_{ср}. \quad (5.26)$$

Приближенные значения критерия Прандтля для капельных жидкостей можно определить по номограмме [4].

У капельных жидкостей с возрастанием температуры величина критерия Прандтля уменьшается. Следовательно, для капельных жидкостей при нагревании $Pr/Pr_{ст} > 1$, а при охлаждении $Pr/Pr_{ст} < 1$. На этом основании при проектировании теплообменников в расчете коэффициентов теплоотдачи для нагреваемых жидкостей можно принимать $(Pr/Pr_{ст})^{0,25} = 1$, допуская небольшую погрешность в сторону уменьшения коэффициента теплоотдачи, т. е. в сторону запаса. Для охлаждающихся жидкостей, когда $Pr/Pr_{ст} \geq 0,5$, с достаточной точностью можно принимать среднее значение $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$, равное 0,93.

Для газов $Pr/Pr_{ст} = 1$ как при нагревании, так и при охлаждении, поскольку для газа данной атомности критерий Pr является величиной приблизительно постоянной, не зависящей от температуры и давления.

Приближенные значения критерия Pr для газов, рекомендуемые для расчетов:

Одноатомные газы	0,67	Трехатомные газы	0,8
Двухатомные газы	0,72	Четырех- и многоатомные газы	1,0

Ниже приведены критериальные уравнения в наиболее часто встречающихся случаях теплообмена.

1. При развитом турбулентном течении в прямых трубах и каналах ($Re > 10\,000$):

$$Nu = 0,021 \epsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.27)$$

где ϵ_l — поправочный коэффициент, учитывающий влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы L к ее диаметру d .

При $L/d \geq 50$ величина $\epsilon_l = 1$, при меньших значениях L/d значения коэффициента ϵ_l приведены в [4; 11].

Для змеевиков полученные по формуле (5.27) значения α умножаем на коэффициент x , учитывающий относительную кривизну змеевика:

$$x = 1 + 3,54d/D_{зм}, \quad (5.28)$$

где d — внутренний диаметр трубы змеевика; $D_{зм}$ — диаметр витка змеевика.

Для газов:

$$Nu = C \epsilon_l Re^{0,8}, \quad (5.29)$$

где C — коэффициент (для воздуха $C = 0,018$).

2. При переходном режиме движения ($2320 < Re < 10\,000$) коэффициент теплоотдачи можно определить пользуясь графиком [4] либо формулами

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} \quad (5.30)$$

или

$$Nu = f(Re) Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.31)$$

Здесь $f(Re)$ принимается в зависимости от величины критерия Рейнольдса:

$Re \cdot 10^{-3}$	2,1	2,2	2,3	2,4	2,5	3	4	5	6	8	10
$f(Re)$	1,9	2,2	3,3	3,8	4,4	6,0	10,3	15,5	19,5	27,0	33,3

3. При ламинарном режиме ($Re < 2300$) рекомендуются следующие уравнения:

а) при значениях $GGr \leq 5 \cdot 10^5$, когда влияние свободной конвекции можно не учитывать, коэффициент теплоотдачи для теплоносителя, движущегося в трубах круглого сечения, определяют по уравнениям

$$Nu = 1,61 Re Pr (d/L)^{0,33} (\mu/\mu_{ст})^{0,14} \quad \text{при} \quad Re Pr (d/L) > 12; \quad (5.32)$$

$$Nu = 3,66 (\mu/\mu_{ст})^{0,14} \quad \text{при} \quad Re Pr (d/L) \leq 12, \quad (5.33)$$

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

б) при значениях $GGr > 5 \cdot 10^5$ наступает так называемый вязкостно-гравитационный режим, при котором влиянием

свободной конвекции пренебречь нельзя, поскольку в этом режиме на теплоотдачу существенно влияет взаимное направление вынужденного движения и свободой конвекции; коэффициент теплоотдачи при вязкостно-гравитационном режиме течения приближенно можно определить по формуле

$$Nu = 0,15 (RePr)^{0,33} (GrPr)^{0,1} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.34)$$

В формулах (5.32)—(5.34) определяющий размер — эквивалентный диаметр, определяющая температура — средняя температура теплоносителя.

При движении теплоносителя в кольцевом пространстве, образованном соосными трубами (теплообменник типа «труба в трубе») расчет коэффициента теплоотдачи можно проводить по формулам (5.27), (5.30) и (5.34), подставляя в качестве определяющего размера эквивалентный диаметр кольцевого сечения между трубками $d_э = D_в - d_н$ ($D_в$ — внутренний диаметр наружной трубы, $d_н$ — наружный диаметр внутренней трубы). В случае развитого турбулентного режима можно также рекомендовать формулу

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} (D_в/d_н)^{0,45}. \quad (5.35)$$

При движении теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубного теплообменника:

$$Nu = C (d_э Re)^{0,5} Pr^{0,33}. \quad (5.36)$$

Здесь $C = 1,16$ при отсутствии перегородок и $C = 1,72$ при наличии сегментных перегородок; $d_э$ — эквивалентный диаметр межтрубного пространства:

$$d_э = \frac{D^2 - nd_н^2}{D + nd_н}. \quad (5.37)$$

При поперечном обтекании пучка гладких труб [3, рис. 5.5] критериальные уравнения имеют вид:

1) при шахматном расположении труб

$$Nu = 0,41 Re^{0,6} Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (5.38)$$

2) при коридорном расположении труб

$$Nu = 0,23 Re^{0,65} Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.39)$$

В этих формулах в качестве определяющего размера принят диаметр трубы, а в качестве определяющей скорости — скорость в наиболее узком сечении ряда.

Для спирального теплообменника коэффициент теплоотдачи можно определить по формулам:

1) при ширине канала 6; 12; 16 мм со штифтами при турбулентном режиме движения теплоносителя ($Re = 2000 \div 10^5$)

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (5.40)$$

2) при ширине канала 25 мм с дистанционными скобами при турбулентном движении теплоносителя

$$Nu = 0,03Re^{0,8}Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (5.41)$$

3) при ламинарном режиме ($Re < 2000$)

$$Nu = 1,85 \left(Re Pr \frac{d_3}{l} \right)^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.42)$$

В этих формулах в качестве определяющего размера принята длина спирального канала, эквивалентный диаметр $d_3 = 2b$ (где b — ширина канала).

При движении теплоносителя в каналах пластинчатого теплообменника коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнениям:

1) для теплоносителя, не изменяющего агрегатное состояние — в случае турбулентного движения теплоносителя

$$Nu = C Re^n Pr^{0,45} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (5.43)$$

— в случае ламинарного режима движения теплоносителя

$$Nu = C' Re^{0,33} Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.44)$$

где C , n и C' — коэффициенты, зависящие от режима движения потоков и типа пластин (табл. 5.5);

Т а б л и ц а 5.5

Значения коэффициентов C , n и C' в формулах для расчета коэффициента теплоотдачи

Типоразмер пластин, м	Режим движения теплоносителя			Типоразмер пластин, м	Режим движения теплоносителя		
	турбулентный		ламинарный		турбулентный		ламинарный
	C	n	C'		C	n	C'
<i>Разборные</i>				<i>Полуразборные</i>			
0,2	0,0650	0,73	0,46	0,1	0,0860	0,73	0,46
0,2К	0,0860		0,50	0,3	0,1000		0,46
0,3	0,1000		0,60	0,5×2	0,1350		0,60
0,5	0,0978		0,60	0,7	0,1000		—
0,6	0,1350		0,60	<i>Сварные</i>			
0,63	0,1000		0,46	0,75	0,1000	0,73	—
1,3	0,1350		0,46	0,8	0,1000		0,60
				1,2	0,1000		0,46

2) при конденсации пара

— в случае $\Delta t \geq 10^\circ C$

$$Nu = B Re^{0,7} Pr_K^{0,4}, \quad (5.45)$$

где коэффициент B определяют из следующих данных:

Типоразмер пластины	B	Типоразмер пластины	B	Типоразмер пластины	B
0,2	800	0,63	451	0,7	340
0,2K	482	1,3	201	0,75	201
0,3	322	0,1	264	0,8	302
0,5	412	0,3	393	1,2	185
0,6	240	0,5×2	201		

— в случае $\Delta t < 10^\circ\text{C}$

$$\alpha_k = 1,15 \sqrt[4]{\frac{g \rho_k^2 \lambda_k^3 \Gamma}{\mu_k \Delta t L_{\text{пр}}}}, \quad (5.46)$$

где $L_{\text{пр}}$ — приведенная длина канала, м; $\Delta t = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$.

Теплоотдача при стекании жидкости пленкой по горизонтально расположенным трубам оросительных теплообменников. Основное уравнение для расчета коэффициента теплоотдачи имеет вид:

$$\alpha = CU^n, \quad (5.47)$$

где C и n — константы; U — плотность орошения, кг/(м·ч).

Плотностью орошения называют количество жидкости, стекающей через 1 м смоченного периметра:

$$U = G/(2Ln), \quad (5.48)$$

где G — расход воды, кг/ч; L — длина трубы, м; n — число секций.

При $U = 800 \div 2200$ кг/(м·ч), температуре воды $10-80^\circ\text{C}$ и диаметре труб $d = 0,05 \div 0,2$ м

$$\alpha = 46,5U^{0,4}d^{-0,6}. \quad (5.49)$$

При $U = 820 \div 960$ кг/(м·ч), температуре воды $10-25^\circ\text{C}$, диаметре трубы $0,012-0,030$ м и отношении шага труб к их диаметру $1,7-2$

$$\alpha = 3740U^{0,4}. \quad (5.50)$$

При тех же условиях и отношении шага к диаметру $1,3$

$$\alpha = 5700U^{0,56}. \quad (5.51)$$

Теплоотдача при перемешивании жидкостей мешалками. Коэффициент теплоотдачи в аппаратах со змеевиками, рубашками и мешалкой определяется по уравнению

$$Nu = C Re^m Pr^{0,33} (\mu/\mu_{\text{ст}})^{0,14} \Gamma^{-1}. \quad (5.52)$$

Здесь $Nu = \alpha d_m/\lambda$; $Re = \rho n d_m^2/\mu$; $\Gamma = D/d_m$; D — диаметр сосуда; n — частота вращения мешалки; d_m — диаметр окружности, ометаемой мешалкой; $\mu_{\text{ст}}$, μ — динамический коэффициент вязкости соответственно при температуре стенки рубашки или змеевика и при средней температуре, равной $0,5(t_{\text{ср. ж}} + t_{\text{ст}})$.

Уравнение (5.52) применимо для турбинных, пропеллерных и лопастных мешалок с $\Gamma = D/d_m = 2,5 \div 4$ в аппаратах диаметром до 1,5 м.

Для аппаратов с рубашками $C = 0,36$, $m = 0,67$; для аппаратов со змеевиками $C = 0,87$, $m = 0,62$.

Теплоотдача при пленочной конденсации пара. Конденсация на наружной поверхности труб. При пленочной конденсации насыщенного пара и ламинарном стекании пленки конденсата под действием силы тяжести коэффициент теплоотдачи рассчитывают по формуле

$$\alpha = a \sqrt[4]{\lambda^3 \rho^2 g / (\mu \Delta t l)}, \quad (5.53)$$

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 $\Delta t = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$.

Физические характеристики конденсата могут быть определены при температуре конденсации $t_{\text{конд}}$, что не приведет к значительной ошибке при определении α .

При конденсации пара на наружной поверхности пучка из n горизонтальных труб $\alpha_{\text{ср}} = \epsilon \alpha$.

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

При определении коэффициента теплоотдачи для n вертикальных труб можно пользоваться преобразованным уравнением

$$\alpha = 3,78 \lambda \sqrt[3]{\rho^2 L n / (\mu G)}, \quad (5.54)$$

а для n горизонтальных труб

$$\alpha = 2,02 \epsilon \lambda \sqrt[3]{\rho^2 L n / (\mu G)}. \quad (5.55)$$

Наряду с приведенными формулами коэффициент теплоотдачи α можно определить по следующим уравнениям:

1) при конденсации на наружной поверхности горизонтальных труб

$$\text{Nu}_{\text{пл}} = 1,53 / \text{Re}_{\text{пл}}^{0,33}; \quad (5.56)$$

2) при конденсации на вертикальных поверхностях

$$\text{Nu}_{\text{пл}} = 1,86 / \text{Re}_{\text{пл}}^{0,33} \quad (\text{Re}_{\text{пл}} < 400); \quad (5.57)$$

$$\text{Nu}_{\text{пл}} = \frac{\text{Re}_{\text{пл}}}{6,25 (\text{Re}_{\text{пл}} - 400)} + 1580 \quad (\text{Re}_{\text{пл}} > 400). \quad (5.58)$$

$$\rho r^{0,33}$$

Критерий $\text{Re}_{\text{пл}}$ выражается через линейную плотность орошения:

$$\text{Re}_{\text{пл}} = 4\Gamma / \mu. \quad (5.59)$$

Плотность орошения Γ определяется как

$$\Gamma = G/P, \quad (5.60)$$

где G — расход конденсата, кг/с; P — периметр поверхности, по которой движется пленка (конденсат), м.

Критерий $Nu_{пл}$ определяется по формуле

$$Nu_{пл} = \alpha \delta_{прив} / \lambda, \quad (5.61)$$

где $\delta_{прив} = [\mu^2 / (\rho^2 g)]^{0,33}$ — приведенная толщина пленки, м.

Конденсация внутри горизонтальных труб. В этом случае

$$Nu = a Re_{пл}^{0,5} \left(\frac{\sigma}{\rho_n g d_b^2} \right)^{0,3} (L/d_b)^{0,35}. \quad (5.62)$$

Здесь a — коэффициент (при конденсации паров воды и аммиака $a = 0,5$; при конденсации паров органических жидкостей $a = 0,36$); σ — поверхностное натяжение; ρ_n — плотность пара; d_b — внутренний диаметр трубы; L — длина трубы.

При пузырьковом кипении коэффициент теплоотдачи рассчитывают по следующим уравнениям:

1) при кипении в трубах

$$\alpha = \frac{780 \lambda^{1,3} \rho^{0,5} \rho_n^{0,06}}{\sigma^{0,5} r^{0,6} \rho_{п.о}^{0,66} \mu^{0,3}} q^{0,6} = Bq^{0,6}, \quad (5.63)$$

2) при кипении на поверхностях, погруженных в большой объем жидкости

$$\alpha = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho}{\rho_n} - 1 \right)^{-2/3} \right] \left(\frac{\lambda^2 \rho}{\mu \sigma T_{кип}} \right)^{1/3} q^{2/3}, \quad (5.64)$$

где $\rho_{п.о}$ — плотность водяного пара при давлении 0,1 МПа.

В формулах (5.63), (5.64) физические характеристики жидкости, а также плотность пара следует определять при температуре кипения.

5.2.4. Конструктивный расчет теплообменных аппаратов

Задачей конструктивного расчета теплообменных аппаратов является определение их основных размеров. Конструктивный расчет выполняется в зависимости от типа аппарата. Детальный расчет проводится в том случае, если нет возможности выбрать стандартный теплообменник серийного производства. При выборе стандартного теплообменника конструктивный расчет сводится к определению диаметра и подбора штуцеров.

Кожухотрубные теплообменники. Конструктивный расчет кожухотрубного теплообменника включает расчет проточной части трубного пространства, выбор размещения труб в трубных ре-

шестках (плитах), определение диаметра корпуса аппарата, расчет проточной части межтрубного пространства, определение диаметра штуцеров.

Исходные данные для расчета: расход рабочих сред, скорость их движения, начальные и конечные температуры, площадь поверхности теплообмена и диаметр трубок аппарата.

Для чистых и маловязких жидкостей обычно используют трубки диаметром 16—38 мм, а для газов, вязких и загрязненных жидкостей до 76 мм.

При расчете проточной части находят площадь проходного сечения трубок одного хода:

$$S_1 = G/(\rho\omega) \quad (5.65)$$

или

$$S_1 = n_1 \pi d_n^2 / 4. \quad (5.66)$$

Число трубок одного хода:

$$n_1 = S_1 / (0,785 d_n^2) \quad (5.67)$$

или

$$n_1 = 4G_{\text{тр}} / (\pi d_n^2 \rho \omega_{\text{тр}}). \quad (5.68)$$

Подставляя в формулу (5.68) значение $\omega_{\text{тр}} = \text{Re} \mu / (d_n \rho)$, получаем:

$$n_1 = 4G / (\pi d_n \text{Re} \mu). \quad (5.69)$$

Исходя из формулы (5.69), принимаем по [5.8] для дальнейших расчетов стандартный теплообменник одно-, двух- или многоходовый со следующей характеристикой: диаметр кожуха — ... мм; число труб — ... шт. Эту характеристику теплообменника используют для дальнейших расчетов коэффициента теплопередачи и площади поверхности теплообмена.

Если стандартный теплообменник подобрать невозможно, расчет в дальнейшем проводится в следующем порядке.

1. Выбор размещения труб в трубных плитах (решетках).

Трубы в трубных плитах размещают по сторонам правильных шестиугольников, квадратов и по концентрическим окружностям (рис. 5.4). Наиболее распространено размещение труб

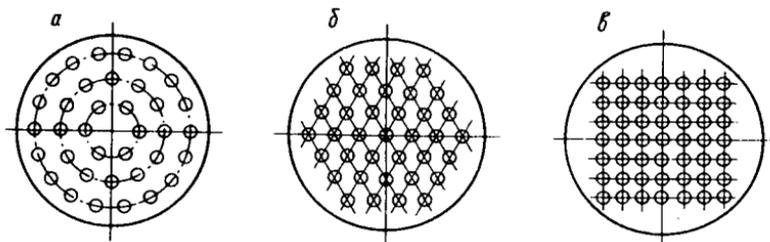


Рис. 5.4. Размещение труб в трубных решетках теплообменников:

а — по концентрическим окружностям; б — по периметрам правильных шестиугольников; в — по вершинам квадратов

по сторонам правильных шестиугольников, так как при этом способе размещения труб достигается максимальная компактность теплообменника, уменьшается сечение межтрубного пространства теплообменника, что увеличивает скорость движущейся в нем рабочей среды и повышает коэффициент теплопередачи, теплообменник более технологичен в изготовлении и ремонте. Схема размещения труб по сторонам правильных шестиугольников даст равносторонний шахматный трубный пучок.

2. Определение внутреннего диаметра корпуса аппарата.

Число труб при размещении по сторонам правильных шестиугольников и концентрическим окружностям приведено в табл. 5.6. Соблюдение условий прочности трубной плиты и крепления труб в плите определяется выбором шага размеще-

Таблица 5.6

Число труб при размещении по правильным шестиугольникам и концентрическим окружностям

Размещение по шестиугольникам							Размещение по окружностям			
число труб по стороне шестиугольника a	число труб по диагонали b	число труб на площади наименьшего шестиугольника l_0	число дополнительных труб по рядам сегментов			число труб на всех сегментах M	общее число труб n	число окружностей	число труб по наибольшей окружности	общее число труб π
			1-й ряд m_1	2-й ряд m_2	3-й ряд m_3					
1	1	—	—	—	—	—	—1	—	—	—
2	3	7	—	—	—	—	7	1	6	7
3	5	19	—	—	—	—	19	2	12	19
4	7	37	—	—	—	—	37	3	18	37
5	9	61	—	—	—	—	61	4	25	62
6	11	91	—	—	—	—	91	5	31	93
7	13	127	—	—	—	—	127	6	37	130
8	15	169	3	—	—	18	187	7	43	173
9	17	217	4	—	—	24	241	8	50	223
10	19	271	5	—	—	30	301	9	56	279
11	21	331	6	—	—	36	367	10	62	341
12	23	397	7	—	—	42	439	11	69	410
13	25	469	8	—	—	48	517	12	75	485
14	27	547	9	2	—	66	613	13	81	566
15	29	631	10	5	—	90	721	14	87	653
16	31	721	11	6	—	102	823	15	94	747
17	33	817	12	7	—	114	931	16	100	847
18	35	919	13	8	—	126	1 045	17	106	953
19	37	1 027	14	9	—	138	1 165	18	113	1 066
20	39	1 141	15	12	—	162	1 303	19	119	1 185
21	41	1 261	16	13	4	198	1 459	20	125	1 310
22	43	1 387	17	14	7	228	1 615	21	131	1 441
23	45	1 519	18	15	8	246	1 765	22	138	1 579
24	47	1 657	19	16	9	264	1 921	23	144	1 723
25	49	1 801	20	17	10	282	2 083	24	150	1 873

ния t и способом крепления. При закреплении труб в трубной решетке развальцовкой шаг t выбирают в зависимости от наружного диаметра труб $d_{нар}$

$$t = (1,3 \div 1,5) d_{нар}, \quad (5.70)$$

но не менее чем $t = d_{нар} + 6$ мм.

При закреплении труб сваркой шаг размещения труб $t = 1,25d_{нар}$.

Согласно ГОСТу 9929—82 шаг отверстий для труб выбирается в следующем порядке:

Наружный диаметр труб, мм	16	20	25	38	57
Шаг отверстий, мм	21	26	32	48	70

Внутренний диаметр корпуса одноходового теплообменника

$$D_{вн} = t(b - 1) + 4d_{нар}; \quad D_{вн} = 1,1t \sqrt{n}, \quad (5.71)$$

а в случае многоходового теплообменника

$$D_{вн} = 1,1t \sqrt{n/\eta}, \quad (5.72)$$

где $\eta = 0,6 \div 0,8$ — коэффициент заполнения трубной решетки; b — число труб по диагонали, шт.

Расчетное значение диаметра корпуса округляют до ближайшего большего размера диаметра, рекомендованного ГОСТом или нормальными. Внутренний диаметр кожуха многоходового теплообменника может быть определен из ГОСТ 9929—82.

Таблица 5.7

Толщина стенок стальных обечайек $\delta_{ст}$

Диаметр обечайки, м	Толщина стенок $\delta_{ст}$ (в мм) при внутреннем давлении P (в МПа)						
	0,4	0,6	1,0	1,6	0,6	1,0	1,6
	сталь Ст3				сталь 1X18H9T		
0,4	3	3	4	6	3	3	5
0,6	3	4	5	6	3	4	5
0,8	4	4	5	8	3	4	5
1,0	5	5	6	8	4	4	6
1,2	5	5	8	10	4	5	8
1,4	5	5	8	10	4	5	8
1,6	5	6	8	12	5	5	8
1,8	6	6	10	14	5	6	10
2,0	6	8	10	16	5	6	12
2,2	6	8	12	16	5	8	12
2,4	6	8	12	16	5	8	12
2,6	8	8	12	20	5	8	14
2,8	8	10	14	20	6	10	14
3,0	8	10	14	22	6	10	16
3,2	8	10	16	22	6	12	16

Толщина стенки кожуха приведена в табл. 5.7.

3. Расчет проточной части межтрубного пространства.

В случае одноходового продольного потока жидкости или газа в межтрубном пространстве площадь поперечного сечения

$$S_{\text{мтр}} = 0,785 (D_{\text{вн}}^2 - nd_{\text{нар}}^2). \quad (5.73)$$

Определяем скорость движения среды в межтрубном пространстве и режим ее движения:

$$\omega_{\text{мтр}} = G/(\rho S_{\text{мтр}}); \quad \text{Re}_{\text{мтр}} = \omega_{\text{мтр}} d_{\text{э}} \rho / \mu.$$

Если при рассчитанной скорости значение $\text{Re}_{\text{мтр}}$ окажется меньше 10 000, определяем скорость, при которой наступит турбулизация потока:

$$\omega_{\text{турб}} = \omega_{\text{мтр}} \frac{10\,000}{\text{Re}_{\text{мтр}}}. \quad (5.74)$$

Такая скорость становится возможной при установке в межтрубном пространстве перегородок (рис. 5.5, 5.6)

Число перегородок:

$$m = z - 1. \quad (5.75)$$

Здесь z — число ходов в межтрубном пространстве:

$$z = L (D_{\text{вн}} - b d_{\text{нар}}) / S_{\text{мтр}} \quad (5.76)$$

или

$$z = L D_{\text{вн}} (1 - x_{\text{пол}}) / S_{\text{мтр}}, \quad (5.77)$$

где b — число труб по диагонали шестиугольника (табл. 5.6); $S_{\text{мтр}}$ — площадь сечения одного хода; $x_{\text{пол}}$ — степень заполнения сечения трубками (обычно в теплообменных аппаратах $x_{\text{пол}} = 0,75 \div 0,8$).

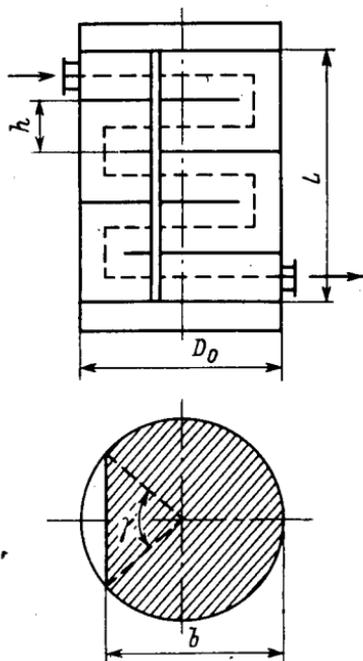
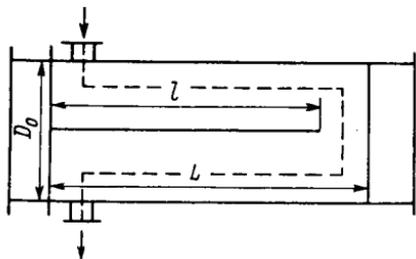


Рис. 5.5. Схема устройства продольной перегородки в межтрубном пространстве теплообменного аппарата

Рис. 5.6. Схема устройства поперечных (сегментных) перегородок в межтрубном пространстве теплообменного аппарата

Сечение потока $S'_{\text{мтр}}$ при скорости, соответствующей турбулентному режиму движения жидкости, определится по формуле

$$S'_{\text{мтр}} = G/(\rho w_{\text{турб}}), \quad (5.78)$$

в то же время сечение потока в направлении вдоль трубок (при повороте между ходами) будет равно:

$$S''_{\text{мтр}} = S_{\text{св}}(1 - x_{\text{пр}}) = \left(\frac{\pi D_{\text{вн}}^2}{4} \frac{\gamma}{360} - \frac{D_{\text{вн}}^2}{8} \sin \gamma \right) (1 - x_{\text{пр}}). \quad (5.79)$$

Здесь $x_{\text{пр}}$ — степень заполнения сечения трубками в продольном потоке; γ — центральный угол сегмента перегородки, град (рис. 5.6); $S_{\text{св}} = \pi D_{\text{вн}}^2/4$ — полная площадь сечения аппарата.

Значение $x_{\text{пр}}$ находится по соотношению

$$x_{\text{пр}} = \pi \psi / (4\beta^2 \sin \alpha), \quad (5.80)$$

где β — отношение шага между трубами t к наружному диаметру труб ($\beta = 1,28 \div 1,23$); ψ — коэффициент заполнения трубной плиты; $\alpha = 60^\circ$ — угол при вершине равностороннего треугольника.

При размещении трубок по сторонам правильных шестиугольников можно принимать для однокходовых теплообменников $\psi = 0,8 \div 0,9$; для многоходовых $\psi = 0,6 \div 0,8$.

При размещении трубок по концентрическому окружностям величина ψ уменьшается на 5—10 %, при размещении по вершинам квадратов — на 15 %.

Из рис. 5.6 следует, что ширина перегородки b определяется как

$$b = r + r \cos (\gamma/2). \quad (5.81)$$

Угол γ определяется из соотношения $S'_{\text{мтр}} = S''_{\text{мтр}}$, т. е.

$$G/(\rho w_{\text{мтр}}) = \left(\frac{\pi D_{\text{вн}}^2}{4} \frac{\gamma}{360} - \frac{D_{\text{вн}}^2}{8} \sin \gamma \right) (1 - x_{\text{пр}}). \quad (5.82)$$

Подставив в уравнение (5.82) известные величины, преобразуем его в зависимость типа

$$\gamma - A \sin \gamma = C, \quad (5.83)$$

где A и C — коэффициенты, полученные при преобразовании уравнения (5.82).

Решаем уравнение (5.83) методом последовательных приближений. Задаемся рядом значений угла γ и, подставляя их в уравнение, определяем C . Вычисления проводим до сходимости найденного значения C с коэффициентом C в уравнении (5.83). Полученное при этом значение угла γ подставляем в уравнение (5.81) и определяем ширину перегородки b .

Следует отметить, что установка перегородок (особенно поперечных) в межтрубном пространстве значительно усложняет конструкцию аппарата и является нежелательной. К устройству перегородок следует прибегать лишь в исключительных случаях и в аппаратах, где обе рабочие среды находятся в одинаковом агрегатном состоянии. В теплообменниках, где в межтрубное пространство поступает греющий пар, установки перегородок в межтрубном пространстве не требуется.

4. Определение высоты теплообменника.

Общая высота кожухотрубного теплообменника

$$H = L + 2h_1 + 2h_2. \quad (5.84)$$

Здесь L — расстояние между трубными решетками, равное рабочей длине трубок; h_1 — высота распределительной камеры; h_2 — высота крышки.

Рабочая длина трубок:

$$L = F / (\pi d_{cp} n z'), \quad (5.85)$$

где n — число трубок в одном ходу; z' — число ходов в трубном пространстве; d_{cp} — диаметр трубок.

В теплообменных аппаратах рекомендуется принимать $L = 1000; 1500; 2000; 3000; 4000; 6000; 9000$ мм. В многоходовых аппаратах выбирается четное число ходов. Диаметр трубок принимается равным $16 \times 1,5; 16 \times 2; 20 \times 2; 25 \times 2; 25 \times 2,5; 38 \times 2$ мм.

Толщина трубных решеток равна 15—35 мм в зависимости от диаметра развальцованных труб. Для стальных решеток она должна быть не менее

$$\delta = (d_n / 8) + 5 \text{ мм}, \quad (5.86)$$

где d_n — наружный диаметр труб, мм.

При закреплении трубок в трубной решетке они должны выступать из отверстий на величину, равную толщине трубки.

Распределительные камеры предназначены для распределения потока рабочей среды по теплообменным трубам. Конструктивно распределительная камера может представлять собой эллиптическое фланцевое днище, присоединяемое к трубной решетке, или короткую обечайку ($h_1 = 200 \div 400$ мм), снабженную по краям фланцами, одним из которых она присоединяется к трубной решетке, а другим — к плоской или эллиптической крышке. Крышка может быть приварена к обечайке распределительной камеры.

Размеры крышек (днищ) и фланцев для обечайек приведены в [10] и определяются диаметром аппарата.

Для создания необходимого числа ходов внутри распределительной камеры устанавливаются перегородки. Герметизация узла соединения перегородки с трубной решеткой достигается с помощью прокладки, уложенной в паз трубной решетки. Ми-

нимальная толщина перегородки S определяется диаметром аппарата D :

D , мм	325—426	500—600	800—1200	> 1200
S , мм	6	10	12	14

5. Определение диаметра штуцеров патрубков.

Диаметры патрубков определяют из уравнения расхода

$$V = G/\rho = Sw = \pi d^2 w/4, \quad (5.87)$$

откуда

$$d = 1,13 \sqrt{V/w} = 1,13 \sqrt{G/(\rho w)}. \quad (5.87a)$$

Размеры патрубков следует согласовывать с размерами присоединяемых к аппарату трубопроводов.

Теплообменники типа «труба в трубе». Диаметр внутренней трубы определяется по формуле

$$d = \sqrt{G/(0,785\rho w)}, \quad (5.88)$$

где w — скорость теплоносителя в трубе, м/с.

Принимаем по ГОСТ 9930—78 теплообменную трубу с диаметром, ближайшим к рассчитанному. Рекомендуется принимать теплообменные трубы с наружным диаметром 25; 38; 48; 57; 76; 89; 108; 133; 159 мм.

Уточняем скорость движения теплоносителя:

$$w = G/(0,785\rho d^2). \quad (5.88a)$$

Внутренний диаметр наружной трубы определяют по формуле

$$D = \sqrt{(S_{\text{тр}}/0,785) + d_{\text{нар}}^2}, \quad (5.89)$$

где w — скорость движения теплоносителя в кольцевом пространстве, м/с; $S_{\text{тр}} = G_1/(\rho_1 w_1)$ — площадь сечения кольцевого пространства, м².

Принимаем по ГОСТ 9930—78 кожуховую трубу с диаметром, ближайшим к рассчитанному. Рекомендуется принимать кожуховые трубы с наружным диаметром 57; 76; 89; 108; 133; 159; 219 мм.

Уточняем скорость движения теплоносителя в межтрубном пространстве:

$$w = \frac{G_1}{\rho \cdot 0,785 (D^2 - d^2)}. \quad (5.90)$$

Сечения труб должны при необходимости соответствовать турбулентному режиму движения жидкостей ($Re > 10\,000$).

Если при расчетах $Re < 10\,000$, определяют новые скорости движения теплоносителей, при которых режим их движения будет турбулентным. Принимают значение критерия Рейнольдса равным 10 000—15 000. Тогда

$$w_{\text{турб}} = (10\,000 \div 15\,000) w/Re. \quad (5.91)$$

Подставляя значение скорости $w_{\text{турб}}$ в формулу (5.88), определяют диаметр внутренней (теплообменной) трубы и, далее, по формуле (5.89) — диаметр наружной (кожуховой) трубы.

Общая длина трубы, считая по наружному диаметру теплообменных труб:

$$L = F/(3,14d). \quad (5.92)$$

Принимая длину теплообменной поверхности равной длине кожуховой трубы, определим число элементов теплообменника:

$$n = L/l, \quad (5.93)$$

где l — длина кожуховых труб (принимается равной 1,5; 3,0; 4,5; 6,0; 9,0; 12 м).

Змеевиковые теплообменники. Конструктивный расчет змеевиковых теплообменников включает определение общей длины L , числа витков n и высоты H змеевика. Для выполнения расчета должны быть заданы площадь поверхности теплообмена F , средний диаметр трубки $d_{\text{ср}}$, из которой навивается змеевик, диаметр витка змеевика $d_{\text{зм}}$ и расстояние между осями соседних витков h (обычно его принимают равным 1,5—2 диаметром трубы змеевика).

Общая длина змеевика:

$$L = F/(\pi d_{\text{ср}}). \quad (5.94)$$

Длина одного витка змеевика как винтовой линии:

$$l = \sqrt{(\pi d_{\text{зм}})^2 + h^2}. \quad (5.95)$$

Число витков змеевика:

$$n = L/l. \quad (5.96)$$

Общая высота:

$$H = nh. \quad (5.97)$$

Внутренний диаметр D корпуса теплообменника, в который погружается змеевик, рекомендуется принимать в следующих пределах:

$$D = d_{\text{зм}} + (3 \div 4) d_{\text{нар}}, \quad (5.98)$$

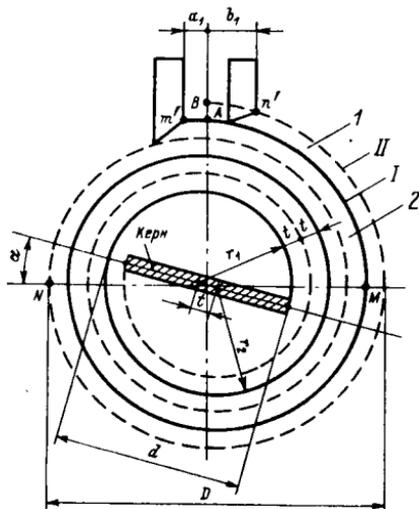
где $d_{\text{нар}}$ — наружный диаметр трубы змеевика.

Спиральные теплообменники. Для определения геометрических размеров спирального теплообменника после теплового расчета и определения величины рабочей поверхности исходят из размеров внутреннего радиуса спиралей первого полувитка $r = 150 \div 400$ мм с учетом размеров располагаемых на крышках патрубков и ширины канала, т. е. расстояния между листами и ширины ленты, из которой осуществляется навивка.

Площадь поверхности нагрева спирального теплообменника, полученная на основании теплового расчета, связана с разме-

Рис. 5.7. Схема к расчету длины канала теплообменника:

1 — наружный канал; 2 — внутренний канал;
I, II — спирали



рами спиралей соотношением

$$F = 2Lb_e. \quad (5.99)$$

Здесь L — эффективная длина спирали аппарата до точек M и N (рис. 5.7); b_e — эффективная ширина спирали, равная ширине навиваемой ленты за вычетом толщины входящих внутрь спирали металлических лент или прокладок:

$$b_e = b - 20 \text{ мм}, \quad (5.100)$$

где b — ширина полосы.

Эффективную длину спирали определяют с учетом того, что наружный виток спирали не участвует в передаче теплоты.

Каждый виток строится по двум радиусам

$$r_1 = d/2; \quad r_2 = r_1 + t,$$

где $t = b_k + \delta_{ст}$ — шаг спирали; b_k — ширина канала (зазор между спиралями); $\delta_{ст}$ — толщина листа.

Длина первого витка:

$$l_1 = 2\pi \left(\frac{r_1 + r_2}{2} \right) = \pi (r_1 + r_1 + t) = 2\pi r_1 + 2\pi t \cdot 0,5. \quad (5.101)$$

Длина второго витка:

$$l_2 = 2\pi r_2 + 2\pi t \cdot 2,5. \quad (5.102)$$

Длина n -го витка:

$$L = 2\pi r_n + 2\pi t (2n - 1,5). \quad (5.103)$$

Суммируя, получим длину одной спирали:

$$L = l_1 + l_2 + \dots + l_n = 2\pi r_1 n + \pi t n (2n - 1), \quad (5.104)$$

откуда число витков, необходимое для получения эффективной длины, определяем по уравнению

$$n = \sqrt{\frac{L}{2\pi t} + \frac{1}{16} \left(\frac{d}{t} - 1 \right)^2} - \frac{1}{4} \left(\frac{d}{t} - 1 \right). \quad (5.105)$$

Число витков обеих спиралей:

$$N = 2n = \sqrt{\frac{2L}{\pi t} + \frac{1}{4} \left(\frac{d}{t} - 1 \right)^2} - \frac{1}{2} \left(\frac{d}{t} - 1 \right), \quad (5.106)$$

где $d = 2r + t$ — внутренний диаметр спирального теплообменника.

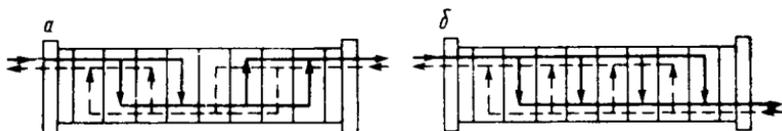


Рис. 5.8. Примеры компоновки пластин:

а — симметричная двухпакетная схема; б — схема односекционного теплообменника

Наружный диаметр спирали с учетом толщины листа определяется по формуле

$$D = d + 2Nt + \delta_{ст}. \quad (5.107)$$

Действительная длина листов спиралей между точками m и m' для спирали I и между точками n и n' для спирали II (рис. 5.7) определяется по соотношениям

$$L_I = L + \frac{1}{4} \pi D + a_1; \quad (5.108)$$

$$L_{II} = L + \frac{3}{4} \pi D - b_1. \quad (5.109)$$

Пластинчатые теплообменники компонуются из пластин, размеры которых приведены в [5.11]. Собранные в пакеты пластины образуют плоскопараллельные каналы, по которым проходят теплоносители.

Для создания в каналах скоростей, обеспечивающих турбулентный режим течения потоков ($Re > 50$), пакеты, с небольшим числом пластин в каждом, соединяются последовательно по ходу теплоносителя. Один из вариантов такой компоновки показан на рис. 5.8.

После предварительного определения площади поверхности теплообмена из основного уравнения теплопередачи и выбора нормализованного теплообменника и числа пластин по ГОСТ 15518—78 или по [5.11] можно ориентировочно определить по величине допустимого сопротивления теплообменника число последовательно соединенных пакетов:

$$z \leq 0,01 (\Delta p_{доп} f_k n^2 / V^2)^{0,33}. \quad (5.110)$$

Здесь V — объемный расход теплоносителя, m^3/c ; f_k — площадь сечения одного канала, m^2 ; n — число пластин в теплообменнике; $\Delta p_{доп}$ — допустимое сопротивление теплообменника, Па.

При конденсации паров в пластинчатом теплообменнике все каналы по потоку конденсирующегося пара собираются в один пакет. Число каналов в одном пакете: 1) для охлаждаемой среды

$$m_1 = [(n/2) - 1] z; \quad (5.111)$$

2) для нагреваемой среды

$$m_2 = n/(2z). \quad (5.112)$$

Площадь поперечного сечения пакетов:

$$f_{1,2} = m_{1,2} f. \quad (5.113)$$

Скорость движения теплоносителей в каналах теплообменника:

$$\omega_{1,2} = G_{1,2} / (\rho_{1,2} f_{1,2}) \quad (5.114)$$

Критерий Рейнольдса определяется по формуле (3.26).

Если режим течения жидкости ламинарный, увеличивают число пакетов. Это обеспечивает повышение скорости движения теплоносителей и, соответственно, значение критерия Рейнольдса.

Далее определяются коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи и уточняется величина площади поверхности теплообмена.

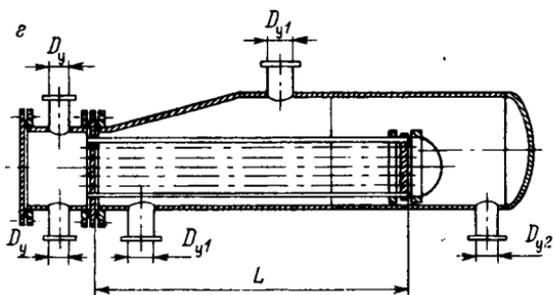
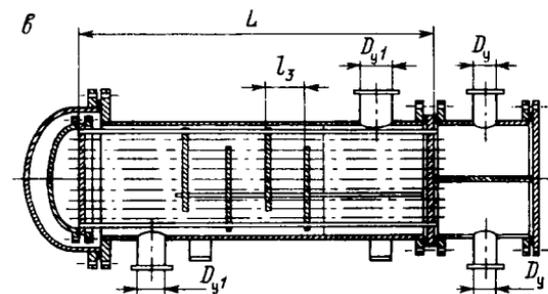
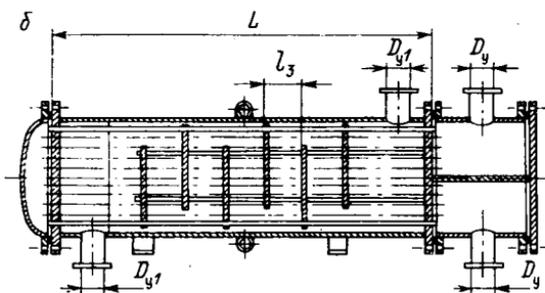
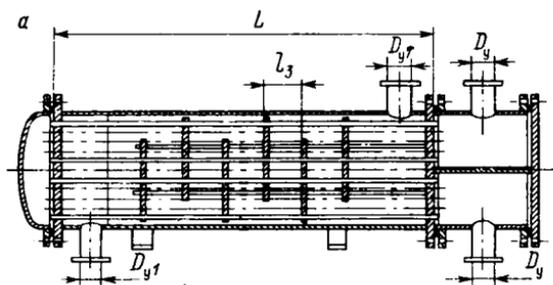
Если рассчитанная величина площади поверхности теплообмена значительно отличается от предварительно определенной и принятой по ГОСТ 15518—78, повторяем расчет, приняв в качестве ориентировочной рассчитанную уточненную и принятую по стандарту площадь поверхности теплообмена. Расчет проводится до сходимости величин ориентировочно принятой и уточненной площадей поверхностей теплообмена.

Диаметр патрубков определяется по формуле (5.87а).

Подробный расчет пластинчатых теплообменников приведен в [5.5; 5.7].

5.2.5. Основные конструкции и параметры стандартных теплообменных аппаратов

Кожухотрубные теплообменники. Кожухотрубные стальные теплообменники предназначены для теплообмена жидких и газообразных сред. В зависимости от технологического назначения предусматривают четыре вида кожухотрубных теплообменных аппаратов: испарители И, конденсаторы К, холодильники Х и теплообменники Т. Аппараты изготавливают следующих типов: Н — с неподвижными трубными решетками (рис. 5.9, а); К — с температурным компенсатором на кожухе (рис. 5.9, б); П — с плавающей головкой (рис. 5.9, в, г); У — с U-образными трубами (рис. 5.9, д, е); ПК — с плавающей головкой и компенсатором на ней (рис. 5.9, ж). Теплообменники должны изготавливаться в следующих исполнениях: Г — горизонтальные; В — вертикальные; для невзрыво- и пожароопасных сред, не обладающих токсичностью, — группа А; для взрыво- и пожароопасных сред и сред, обладающих токсичностью, — группа Б. Исполнение теплообменника по виду материалов указано в ГОСТ 15122—79, ГОСТ 14245—69. Теплообменники могут быть изготовлены одно-, двух-, четырех-, шестиходовыми по трубному



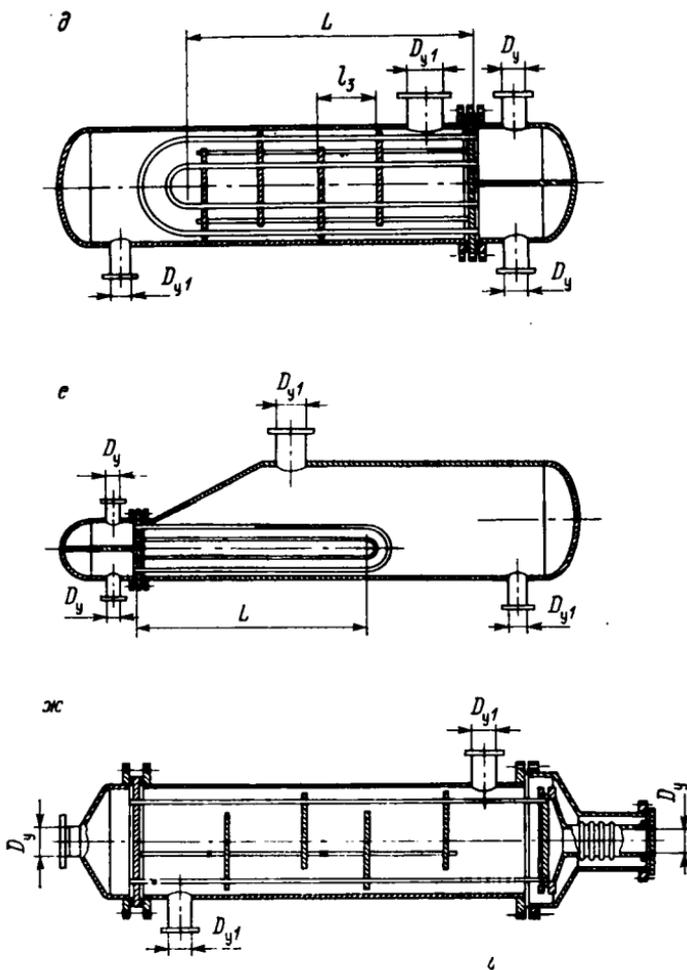


Рис. 5.9. Аппараты теплообменные кожухотрубные стальные

пространству, с перегородками или без них в межтрубном пространстве.

После выполнения расчета и выбора теплообменника необходимо указать его условное обозначение.

Пример условного обозначения теплообменника типа К горизонтального, с кожухом диаметром 800 мм на условное давление в трубах и кожухе 16 МПа, исполнения по виду материала М1, обыкновенного исполнения по температурному пределу, с теплообменными трубами диаметром 20 мм и длиной 6 м, четырехходового по трубному пространству для нагрева и

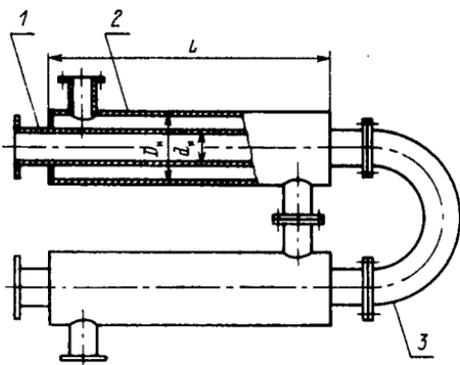


Рис. 5.10. Теплообменник типа «труба в трубе»:

1 — внутренняя (теплообменная) труба; 2 — наружная (кожуховая) труба; 3 — фланец

охлаждения взрыво- и пожароопасных сред, обладающих токсичностью:

Теплообменник 880 ТК-16-М1-0/20-6-4 гр. Б ГОСТ 15122 — 79.

Основные параметры и размеры стальных кожухотрубных теплообменных аппаратов в соответствии с ГОСТ 15118—79 — ГОСТ 15122—79, ГОСТ 14245—79 — ГОСТ 14248—79 приведены в табл. 5.8—5.13.

Теплообменники типа «труба в трубе». В соответствии с ГОСТ 9930—78 изготавливают теплообменники следующих типов: 1 — разборные одно- и двухпоточные малогабаритные; 2 — неразборные однопоточные малогабаритные; 3 — разборные однопоточные; 4 — неразборные однопоточные; 5 — разборные многопоточные.

К малогабаритным типам относятся теплообменники с проходными сечениями внутри теплообменных труб до 35 см². Одна из конструкций теплообменников изображена на рис. 5.10.

Площади поверхностей теплообмена и основные параметры стандартных теплообменников приведены в табл. 5.14.

Спиральные теплообменники (рис. 5.11) в соответствии с ГОСТ 12067—80 изготавливаются двух типов.

Тип 1 — с тупиковыми каналами в двух исполнениях предназначен для теплообмена между жидкостями и газами, для конденсации паров.

Тип 2 — со сквозными каналами в трех исполнениях предназначен для подогрева сточных вод и других загрязненных рабочих сред, для высоковязких жидкостей и газов, для охлаждения нитрозной серной кислоты.

Площади поверхностей теплообмена и основные параметры спиральных теплообменников приведены в табл. 5.15.

Пример условного обозначения спирального теплообменника типа 1 в исполнении 2 с поверхностью теплообмена 20 м² на давление 0,6 МПа (6 кгс/см²) из коррозионностойкой стали:

Теплообменник спиральный 1-2-20-6-К ГОСТ 12067 — 80.

То же из углеродистой стали:

Теплообменник спиральный 1-2-20-6-У ГОСТ 12067 — 80.

Таблица 5.8

Параметры кожухотрубных холодильников в соответствии с ГОСТ 15118—79, ГОСТ 15120—79 и ГОСТ 15122—79

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб, мм	Число ходов	Общее число труб, шт.	Площадь поверхности теплообмена (в м ²) при длине труб (в м)							Площадь самого узкого сечения потока в межтрубном пространстве, м ²	Площадь сечения одного хода по трубам, м ²
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0		
159	20×2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5	—	—	—	0,003	0,004
	25×2	1	13	1,0	1,5	2,0	3,0	—	—	—	0,004	0,005
273	20×2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5	—	—	—	0,007	0,012
	25×2	1	37	3,0	4,5	6,0	9,0	—	—	—	0,009	0,013
325	20×2	1	100	—	9,5	12,5	19,0	25,0	—	—	0,011	0,020
		2	90	—	8,5	11,0	17,0	22,5	—	—	0,011	0,009
	25×2	1	62	—	7,5	10,0	14,5	19,5	—	—	0,013	0,021
400		2	56	—	6,5	9,0	13,0	17,5	—	—	0,013	0,010
	20×2	1	181	—	—	23,0	34,0	46,0	68	—	0,017	0,036
		2	166	—	—	21,0	31,0	42,0	63	—	0,017	0,017
600	25×2	1	111	—	—	17,0	26,0	35,0	52	—	0,020	0,038
		2	100	—	—	16,0	24,0	31,0	47	—	0,020	0,017
	20×2	1	389	—	—	49	73	98	147	—	0,041	0,078
800		2	370	—	—	47	70	93	139	—	0,041	0,037
		4	334	—	—	42	63	84	126	—	0,041	0,016
		6	316	—	—	40	60	79	119	—	0,037	0,009
	25×2	1	257	—	—	40	61	81	121	—	0,040	0,089
		2	240	—	—	38	57	75	113	—	0,040	0,042
		4	206	—	—	32	49	65	97	—	0,040	0,018
1000		6	196	—	—	31	46	61	91	—	0,037	0,011
	20×2	1	717	—	—	90	135	180	270	405	0,069	0,144
		2	690	—	—	87	130	173	260	390	0,069	0,069
		4	638	—	—	80	120	160	240	361	0,069	0,030
	25×2	1	465	—	—	73	109	146	219	329	0,070	0,161
		2	442	—	—	69	104	139	208	312	0,070	0,077
1200		4	404	—	—	63	95	127	190	285	0,070	0,030
		6	385	—	—	60	90	121	181	271	0,065	0,022
	20×2	1	1173	—	—	—	221	295	442	663	0,101	0,236
		2	1138	—	—	—	214	286	429	643	0,101	0,114
		4	1072	—	—	—	202	269	404	606	0,101	0,051
		6	1044	—	—	—	197	262	393	590	0,096	0,034
1200	25×2	1	747	—	—	—	176	235	352	528	0,106	0,259
		2	718	—	—	—	169	226	338	507	0,106	0,124
		4	666	—	—	—	157	209	314	471	0,106	0,055
		6	642	—	—	—	151	202	302	454	0,102	0,036
	20×2	1	1701	—	—	—	—	427	641	961	0,145	0,342
		2	1658	—	—	—	—	417	625	937	0,145	0,165
1200		4	1580	—	—	—	—	397	595	893	0,145	0,079
		6	1544	—	—	—	—	388	582	873	0,131	0,049
	25×2	1	1083	—	—	—	—	380	510	765	0,164	0,375
		2	1048	—	—	—	—	329	494	740	0,164	0,179
		4	986	—	—	—	—	310	466	697	0,164	0,084
		6	958	—	—	—	—	301	451	677	0,142	0,052

Таблица 5.9

Параметры кожухотрубных холодильников и конденсаторов с плавающей головкой в соответствии с ГОСТ 14246—79 и ГОСТ 14247—79

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб*, мм	Число ходов**	Площадь сечения одного хода по трубам ^{3*} , м ²		Площадь поверхности теплообмена (в м ²) при длине труб (в м)				Площадь самого узкого сечения в межтрубном пространстве ^{3*} , м ²		
					3,0	6,03*	9,03*				
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	0,056	0,063	—	212	243	318	364	0,078	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	0,141	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 диаметром 25×2 мм должны быть изготовлены из высоколегированных сталей; допускаются трубы из углеродистой стали, но диаметром 25×2,5 мм.

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

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

Таблица 5.10

Параметры кожухотрубных конденсаторов и испарителей* в соответствии с ГОСТ 15118—79, ГОСТ 15119—79 и ГОСТ 15121—79

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб, мм	Число ходов	Общее число труб, шт.	Площадь поверхности теплообмена (в м ²)** при длине (в 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	
		6	196	—	46	61	91	0,011	
	800	20×2	2	690	—	130	173	260	0,069
			4	638	—	120	160	240	0,030
6			618	—	116	155	233	0,020	
25×2		1	465	73	109	146	—	—	
		2	442	—	104	139	208	0,077	
		4	404	—	95	127	190	0,030	
		6	384	—	90	121	181	0,022	
1000		20×2	2	1138	—	214	286	429	0,114
			4	1072	—	202	269	404	0,051
	6		1044	—	197	262	393	0,034	
	25×2	1	747	117	176	235	—	—	
		2	718	—	169	226	338	0,124	
		4	666	—	157	209	314	0,055	
		6	642	—	151	202	302	0,036	
	1200	20×2	2	1658	—	—	417	625	0,165
			4	1580	—	—	397	595	0,079
6			1544	—	—	388	582	0,049	
25×2		1	1083	—	256	340	—	—	
		2	1048	—	—	329	494	0,179	
		4	986	—	—	310	464	0,084	
		6	958	—	—	301	451	0,052	
1400		20×2	2	2298	—	—	—	865	0,230
			4	2204	—	—	—	831	0,110
	6		2162	—	—	—	816	0,072	
	25×2	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.

Таблица 5.11

**Параметры кожухотрубных холодильников с U-образными трубами
в соответствии с ГОСТ 14245—79**

Диаметр кожуха, мм	Площадь сечения одного хода по трубам, м ²		Площадь поверхности теплообмена (в м ²)* при длине (в м)				Площадь самого узкого сечения в межтрубном про- странстве**, 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.

Таблица 5.12

**Параметры кожухотрубных испарителей с паровым пространством
по ГОСТ 14248—79**

Диаметр кожуха, мм	Число трубных пучков, шт.	Число труб в одном пучке*, шт.		Площадь поверхно- сти 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.

Таблица 5.13

**Число сегментных перегородок в нормализованных кожухотрубных
теплообменниках**

Диаметр кожуха, мм	Число сегментных перегородок при длине труб (в 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	—	—	—

Продолжение табл. 5.13

Диаметр кожуха, мм	Число сегментных перегородок при длине труб (в м)						
	1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
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 и 1400	—	—	—	—	6	8	14 (12)

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

Таблица 5.14

Площади поверхностей теплообмена и основные параметры неразборных, а также разборных одно- и двухпоточных теплообменников типа „труба в трубе“ в соответствии с ГОСТ 9930—78

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

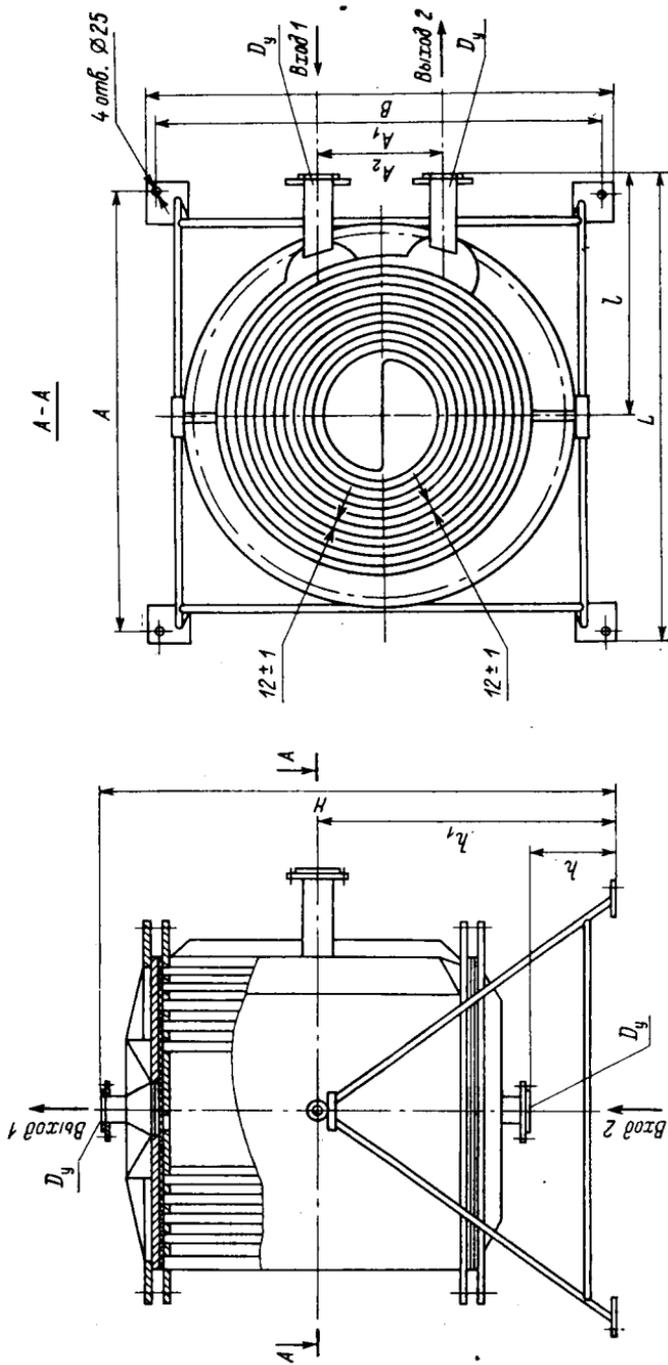


Рис. 5.11. Спиральный теплообменник

Площади поверхностей теплообмена и основные параметры
спиральных теплообменников в соответствии с ГОСТ 12067—72

Площадь поверхности теплообмена, м ²	Ширина канала,	Ширина ленты*, мм		Длина канала*, м		Площадь сечения канала, 10 ⁴ м ²		Масса теплообменника*, кг, не более		Диаметр штуцеров для жидких теплоносителей, мм
10,0	8	400	—	12,5	—	32	—	1200	—	65
	12	400	—	12,5	—	48	—	1200	—	65
12,5	8	400	—	15,6	—	32	—	1300	—	65
	12	400	—	15,6	—	48	—	1300	—	65
16,0	8	500	—	16,0	—	40	—	1500	—	65
	12	500	—	16,0	—	60	—	1500	—	65
20,0	8	400	700	25,0	14,3	32	56	1800	1650	100
	12	400	700	25,0	14,3	48	84	1800	1650	100
25,0	8	500	700	25,0	17,9	40	56	2300	2000	100
	12	500	700	25,0	17,9	60	84	2300	2000	100
31,5	8	500	700	31,5	22,5	40	56	2600	2600	100
	12	500	700	31,5	22,5	60	84	2600	2600	100
40,0	8	1000	700	20,0	28,6	80	56	2800	3200	150
	12	1000	700	20,0	28,6	120	84	2800	3200	150
50,0	8	1000	1100	25,0	22,7	80	88	3500	4000	150
	12	1000	1100	25,0	22,7	120	138	3500	4000	150
63,0	8	1000	1100	31,5	28,6	80	88	4300	4800	150
	12	1000	1100	31,5	28,6	120	138	4300	4800	150
80,0	8	1000	1000	40,0	40,0	80	80	5500	5500	150
	12	1000	1000	40,0	40,0	120	120	5500	5500	150
100,0	8	1250	1250	40,0	40,0	100	100	6000	6000	150
	12	1250	1250	40,0	40,0	150	150	6000	6000	150

* Данные в правых столбцах относятся к лентам, изготовленным из углеродистой стали, остальные — к лентам, изготовленным из нержавеющей стали.

**Конструктивные характеристики пластинчатых теплообменников
в соответствии с [5.11] и ГОСТ 15518—78**

Конструктивные характеристики	Площадь пластины, м ²				
	0,2	0,3	0,5	0,6	1,3
Габариты пластины, мм					
длина	650	1370	1370	1375	1392
ширина	650	300	500	660	640
толщина	1,2	1,0	1,0	1,0	2,0
Эквивалентный диаметр канала, м	0,0076	0,0080	0,0080	0,0074	0,0115
Поперечное сечение канала, м ²	0,0016	0,0011	0,0018	0,00262	0,00368
Диаметр условного прохода штуцеров (в мм) для исполнений:					
I	100	50	100	200	—
II	—	65	150	200	250
III	—	—	200	250	300
Приведенная длина канала, м	0,45	1,12	1,15	0,893	1,91

Пластинчатые теплообменники — аппараты, поверхность теплообмена которых образована из набора тонких штампованных теплопередающих пластин с гофрированной поверхностью.

Пластинчатые теплообменники (разборные, полуразборные, сварные, блочные сварные) с площадью поверхности от 2 до 320 м² предназначены в основном для теплообмена между жидкостями, паром и жидкостью при давлениях до 1 МПа и температуре от —20 до +140 °С.

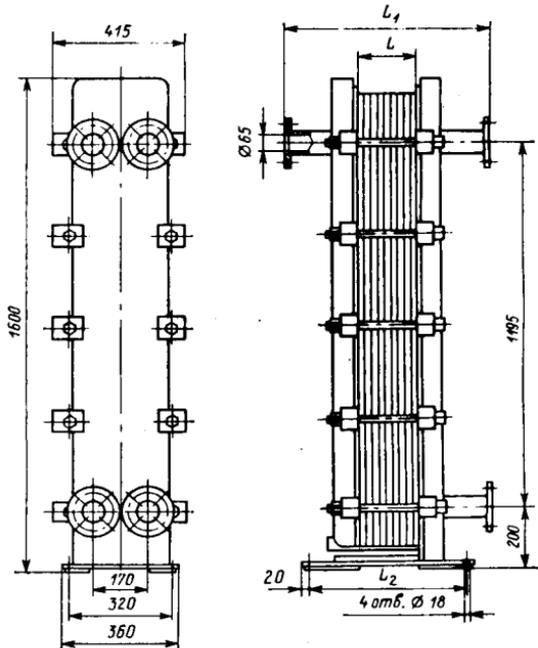


Рис. 5.12. Пластинчатый теплообменник на консольной раме

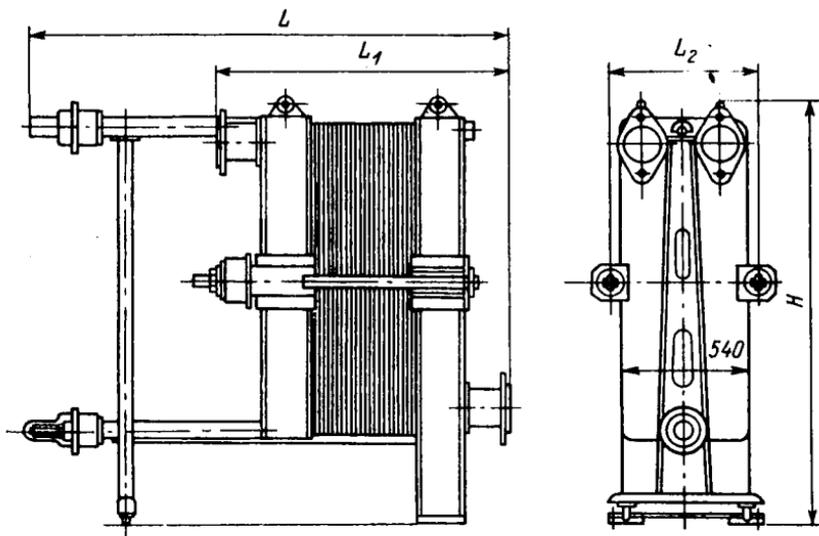


Рис. 5.13. Пластинчатый теплообменник на двухопорной раме

По ГОСТ 15518—78 предусмотрены теплообменники в четырех исполнениях: I — на консольной раме (рис. 5.12); II — на двухопорной раме (рис. 5.13); III — на трехопорной раме; IV — на двухопорной раме с промежуточной плитой.

Основные параметры пластинчатых теплообменников приведены в табл. 5.16 и 5.17.

Первые буквы в условном обозначении — это тип теплообменного аппарата: Т — теплообменник; П — пластинчатый; Р, БС, С, П — вид теплообменника: Р — разборной, БС — блочный сварной, С — сварной, П — полуразборный; следующая цифра с буквой или без буквы — тип пластины; цифры после тире обозначают площадь поверхности теплообмена аппарата, конструктивное исполнение, марку материала пластины и марку материала прокладки.

Например, ТПР 0,5Е-16-1-2-10 — теплообменник пластинчатый разборный с пластинами типа 0,5Е, площадью поверхности теплообмена 16 м², на консольной раме, материал пластин и патрубков — сталь 12Х18Н10Т, материал прокладки — теплоустойкая резина СУ-359.

Марка материала пластин и характеристика прокладок приведены в [5.11].

5.2.6. Расчет тепловой изоляции

Тепловая изоляция представляет собой конструкцию из материалов с малой теплопроводностью, покрывающую наружные

поверхности теплового и холодильного оборудования, трубопроводов для уменьшения тепловых потерь.

Тепловые расчеты изоляционных конструкций позволяют решать следующие задачи: 1) определение тепловых потерь изоляционного устройства (аппараты, трубопроводы) при заданной изоляционной конструкции; 2) определение толщины изоляции при заданных или допустимых тепловых потерях устройства; 3) определение толщины изоляции по заданной температуре ее поверхности; 4) определение температуры поверхности изоляции или ее промежуточных слоев при заданной изоляционной конструкции.

Потери теплоты $Q_{\text{п}}$ изолированным оборудованием определяются по формуле

$$Q_{\text{п}} = \alpha F (t_{\text{нар}} - t_{\text{в}}). \quad (5.116)$$

Здесь α — суммарный коэффициент теплоотдачи лученспусканием и конвекцией; F — наружная поверхность изоляции; $t_{\text{нар}}$, $t_{\text{в}}$ — температура наружной поверхности изоляции и окружающего воздуха.

Исходя из требований техники безопасности температура наружной поверхности не должна превышать 45°C .

Для объектов (неподвижных), расположенных внутри помещения при температуре наружной поверхности стенки аппарата до 350°C

$$\alpha_{\text{п}} = 9,30 + 0,058t_{\text{нар}}. \quad (5.117)$$

Количество теплоты, передаваемой теплопроводностью изоляции:

$$Q_{\text{пот}} = q_L L = \frac{\lambda_{\text{из}}}{\delta_{\text{из}}} \pi d_{\text{из. ср}} (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}}), \quad (5.118)$$

где q_L — предельные тепловые потери на 1 м длины цилиндрической поверхности, Вт/м; L — условная высота рассчитываемой поверхности изоляции, м; $\lambda_{\text{из}}$, $\delta_{\text{из}}$ — теплопроводность и толщина изоляции; $t_{\text{вн}}$ — температура внутренней поверхности изоляции.

Величина $d_{\text{из. ср}}$ зависит от определяемой толщины изоляции:

$$\delta_{\text{из}}/d_{\text{из. ср}} = \lambda_{\text{из}} \pi (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}})/q_L. \quad (5.119)$$

Условная высота рассчитываемой поверхности изоляции:

$$L = F/(\pi d). \quad (5.120)$$

Определив потери теплоты по уравнению (5.116), находят предельные тепловые потери на 1 м длины цилиндрической поверхности:

$$q_L = Q_{\text{пот}}/L. \quad (5.121)$$

Рассчитывают значение правой части уравнения (5.119), задаваясь температурой внутренней поверхности изоляции:

$$A = \lambda_{\text{из}} \pi (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}})/q_L. \quad (5.122)$$

По рассчитанной величине A находят [5.12, табл. 48] численное значение отношения $d_{\text{из. нар}}/d_{\text{из. вн.}}$.

Толщина изоляции определяется из соотношения

$$\delta_{\text{из}} = (d_{\text{из. нар}} - d_{\text{из. вн.}})/2 = \frac{d_{\text{из. вн.}}}{2} \left(\frac{d_{\text{из. нар}}}{d_{\text{из. вн.}}} - 1 \right). \quad (5.123)$$

Проверяют температуру внутренней поверхности изоляции:

$$\alpha (t_{\text{нар}} - t_{\text{вн}}) = \frac{\lambda_{\text{из}}}{\delta_{\text{из}}} (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}}), \quad (5.124)$$

откуда

$$t_{\text{вн}} = t_{\text{нар}} + \frac{\alpha (t_{\text{нар}} - t_{\text{вн}}) \delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}}. \quad (5.125)$$

Толщину изоляции можно определить из упрощенного соотношения

$$Q_{\text{пот}} = \lambda_{\text{из}} F (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}}) / \delta_{\text{из}}. \quad (5.126)$$

В справочной литературе приведены данные, необходимые для выполнения расчетов по тепловой изоляции: свойства термоизоляции [11, с. 604], нормы тепловых потерь изолированными поверхностями при температуре окружающего воздуха 25°C [11, с. 605], потери теплоты на единицу длины изолированных трубопроводов [5.4, с. 750].

5.2.7. Гидравлический расчет теплообменных аппаратов

Целью гидравлического расчета является определение величины потери давления теплоносителей при их движении через теплообменные аппараты. Потеря давления Δp при прохождении теплоносителей через трубы и в межтрубном пространстве теплообменника складывается из потерь на сопротивление трению и на местные сопротивления, а также зависит от конструкции аппарата:

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_3} + \sum \xi \right) \frac{\omega^2 \rho}{2}, \quad (5.127)$$

где ω — скорость движения теплоносителя в узком сечении потока.

Порядок расчета и выбора коэффициента трения в зависимости от режима движения потока приведен в гл. 3.

Коэффициент трения $\lambda'_{\text{тр}}$ в межтрубном пространстве кожухотрубных теплообменников зависит от размещения труб в теплообменнике и числа рядов труб m , через которые проходит поток. При размещении труб по вершинам равносторонних треугольников:

$$\lambda'_{\text{тр}} = (4 + 6,6m) / \text{Re}_{\text{мтр}}^{0,28}, \quad m = 0,35D/d_{\text{н}}. \quad (5.128)$$

Эквивалентный диаметр канала спирального теплообменника $d_3 = 2b$, где b — ширина канала, м.

Величину коэффициента трения в спиральном канале можно определить по формуле

$$\lambda_{\text{тр. сп}} = 1,15\lambda_{\text{тр.}} \quad (5.129)$$

Коэффициент трения в спиральных теплообменниках при ширине канала $b = 8; 12; 16$ мм:

1) при $Re = 2000 \div 10\,000$

$$\lambda = 0,856/Re^{0,25}; \quad (5.130)$$

2) при $Re \leq 2000$

$$\lambda = 357/Re. \quad (5.131)$$

Гидравлическое сопротивление пластинчатых теплообменников определяется по формуле

$$\Delta p_1 = \lambda \frac{L_{\text{пр}}}{d_3} \rho \frac{w^2}{2} z. \quad (5.132)$$

Здесь λ — коэффициент общего гидравлического сопротивления единицы относительной длины канала; w — скорость теплоносителя в каналах теплообменника; $L_{\text{пр}}$ — приведенная длина канала; d_3 — эквивалентный диаметр канала; z — количество последовательно соединенных пакетов.

Коэффициент общего гидравлического сопротивления λ определяется как

$$\lambda = A/Re \quad \text{при } Re \geq 50; \quad \lambda = B/Re^{0,25} \quad \text{при } Re < 50. \quad (5.133)$$

Коэффициенты A и B в зависимости от типоразмера пластин имеют следующие значения:

		Разборные теплообменники					
Типоразмер пластин	0,2	0,2К	0,3	0,5	0,6	0,63	1,3
A	19,6	17,0	19,3	6,3	15,0	4,0	17,0
B	425	400	425	300	320	210	400
		Полуразборные теплообменники			Сварные теплообменники		
Типоразмер пластин	0,1	0,3	0,5×2	0,8	1,2		
A	7,6	12,0	15,0	4,0	6,0		
B	485	485	324	210	300		

Значения коэффициентов местных сопротивлений ξ кожухотрубных теплообменников:

Входная или выходная камера	1,5
Поворот (180°) из одной секции в другую через промежуточную камеру	2,5
Вход в трубное пространство или выход из него	1,0
Вход в межтрубное пространство под углом 90° к рабочему потоку	1,5
Поворот (180°) в U-образных трубах	0,5
Поворот через колено (180°) в секционных подогревателях	2,0

Поворот (180°) через перегородку в межтрубном пространстве	1,5
Огибание перегородок, поддерживающих трубки	0,5
Выход из межтрубного пространства под углом 90°	1,0
Поворот (90°) в межтрубном пространстве	1,0

Местное сопротивление штуцера в спиральных теплообменниках определяется при $w < 50$ м/с. Коэффициент местного сопротивления $\xi = 1,5$.

5.3. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННИКОВ

5.3.1. Расчет кожухотрубного холодильника

Рассчитать и подобрать стандартный кожухотрубный теплообменник для охлаждения $G_1 = 5$ кг/с толуола от $t_{1н} = 105^\circ\text{C}$ до $t_{1к} = 30^\circ\text{C}$ водой с $t_{2н} = 15^\circ\text{C}$ и $t_{2к} = 45^\circ\text{C}$. Толуол — коррозионноактивная органическая жидкость, которая при средней температуре $t_{1ср} = 0,5(105 + 30) = 67,5^\circ\text{C}$ имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_1 = 820,5$ кг/м³; $c_1 = 1780,7$ Дж/(кг·К); $\mu_1 = 0,35 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\lambda_1 = 0,151$ Вт/(м·К) [4].

Вода при средней температуре $t_{2ср} = 0,5(15 + 45) = 30^\circ\text{C}$ имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_2 = 995,7$ кг/м³; $\mu_2 = 0,82 \times 10^{-3}$ Па·с; $\lambda_2 = 0,616$ Вт/(м·К); $c_2 = 4184$ Дж/(кг·К) [4].

Технологический расчет. Расчет теплообменника проводится в соответствии с общей блок-схемой (см. рис. 5.1).

1. Определение тепловой нагрузки (формула (5.4)):

$$Q = 5,0 \cdot 17\,807 (105 - 30) = 667\,763 \text{ Вт.}$$

2. Расход воды определяем из уравнения теплового баланса (5.7):

$$G_2 = \frac{667\,763}{4184 (40 - 20)} = 5,3 \text{ кг/с.}$$

3. Определение средней разности температур при противоточном движении теплоносителей:

$$\frac{105 \rightarrow 30}{45 \leftarrow 15} \quad \frac{\Delta t_6 = 60}{\Delta t_m = 15}$$

Ввиду того, что $\Delta t_6/\Delta t_m = 60/15 = 4 > 2$ определяем $\Delta t_{ср}$ по формуле (5.13):

$$\Delta t_{ср} = \frac{60 - 15}{2,31 \lg(60/15)} = 32,5^\circ\text{C.}$$

4. Определение режима движения теплоносителя в трубах.

В соответствии с условием задания для расчета холодильника толуол целесообразно направить в трубное пространство, а охлаждающую воду — в межтрубное.

Определяем по формуле (5.69), какое число труб диаметром 25×2 мм потребуется на один ход в трубном пространстве при турбулентном режиме движения. Принимаем ориентировочное значение $Re_{ор} = 15\,000$. Тогда

$$n = 5 / (0,785 \cdot 0,35 \cdot 10^{-3} \cdot 0,021 \cdot 15\,000) = 58.$$

Принимаем по [5.8] одноходовый кожухотрубный теплообменник со следующей характеристикой: диаметр кожуха — 325 мм, число труб — 61.

Уточняем значение критерия Рейнольдса:

$$Re = 5 / (0,785 \cdot 0,35 \cdot 10^{-3} \cdot 0,021 \cdot 61) = 14\,206.$$

Следовательно, режим движения толуола — турбулентный.

5. Определение коэффициента теплоотдачи для толуола выполняется по формуле (5.27).

Критерий Прандтля для толуола при $t_{\text{ср}} = 67,5^\circ\text{C}$:

$$Pr = 0,35 \cdot 10^{-3} \cdot 1780,7 / 0,151 = 4,13.$$

Тогда

$$\alpha_1 = \frac{0,151}{0,021} \cdot 0,021 \cdot 14\,206^{0,8} \cdot 4,13^{0,43} = 583,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

6. Определение коэффициента теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде.

Критерий Прандтля для воды при $t_{\text{ср}} = 30^\circ\text{C}$ равен 5,56 [4].

Определяем скорость движения воды в межтрубном пространстве:

$$w_{\text{в}} = 5,3 / [995,7 \cdot 0,785 (0,325^2 - 61 \cdot 0,025^2)] = 0,1 \text{ м/с}.$$

Для определения критерия Рейнольдса находим значение d_3 :

$$d_3 = \frac{0,325^2 - 61 \cdot 0,025^2}{0,325 + 61 \cdot 0,025} = 0,0365 \text{ м}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = 0,1 \cdot 0,0365 \cdot 995,7 / (0,82 \cdot 10^{-3}) = 4210.$$

Следовательно, режим движения — переходный.

Для достижения турбулентного режима движения воды в межтрубном пространстве теплообменника необходимо увеличить скорость движения воды, для чего нужно установить перегородки.

Принимаем величину критерия Рейнольдса равной 10 000.

Определяем по формуле (5.36) значение критерия Нуссельта:

$$Nu = 1,72 (0,0365 \cdot 10\,000)^{0,6} \cdot 5,56^{0,33} = 104,4.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде (формула (5.24)):

$$\alpha_2 = 104,4 \cdot 0,616 / 0,0365 = 1762 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Термическое сопротивление загрязнений: со стороны толуола $r_{\text{з1}} = 1/5800 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$; со стороны воды $r_{\text{з2}} = 1/2500 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ (см. табл. 5.4).

Трубы теплообменника выполнены из нержавеющей стали, коэффициент теплопроводности которой $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ [4].

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 1 / (1/583,2 + 0,002/17,5 + 1/5800 + 1/2500 + 1/1762) = 336,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

При наличии перегородок в межтрубном пространстве устанавливается многократный перекрестный ток движения теплоносителей.

Средний температурный напор при перекрестном токе определяется по формуле (5.15).

Для определения коэффициента $\epsilon_{\Delta t}$ необходимо определить коэффициенты P и R (формулы (5.16)):

$$P = \frac{45 - 15}{105 - 15} = 0,33; \quad R = \frac{105 - 30}{45 - 15} = 2,5.$$

При этих значениях P и R коэффициент $\epsilon_{\Delta t}$ равен 0,94 [11].

Таким образом, средний температурный напор равен:

$$\Delta t_{cp} = 0,94 \cdot 32,5 = 30,55 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Требуемая площадь поверхности теплопередачи определяется по формуле (5.1):

$$F = 667\,763 / (336,8 \cdot 30,55) = 64,9 \text{ м}^2.$$

Принимаем по [5,8] к установке 4 одноходовых кожухотрубных теплообменника типа ТН со следующей характеристикой: площадь поверхности теплообмена 19,5 м²; диаметр корпуса 325 мм; диаметр труб 25 × 2 мм; длина труб 4 м; число труб 61; число сегментных перегородок 18; число труб по диагонали шестиугольника 9.

Схема соединения теплообменников — последовательная (рис. 5.14). Запас площади поверхности теплообмена:

$$100 (19,5 \cdot 4 - 64,9) / 64,9 = 23,3 \text{ } \%$$

Число ходов в межтрубном пространстве:

$$z = 18 + 1 = 19.$$

Площадь сечения одного хода межтрубного пространства:

$$f = (4/19) (0,325 - 9 \cdot 0,025) = 0,021 \text{ м}^2.$$

Уточняем скорость движения воды в межтрубном пространстве:

$$w_b = 5,3 / (995,7 \cdot 0,021) = 0,25 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса (формула (3.26)):

$$Re = 0,25 \cdot 0,0365 \cdot 995,7 / (0,82 \cdot 10^{-3}) = 11\,080.$$

Критерий Нуссельта (формула (5.36)):

$$Nu = 1,72 (0,0365 \cdot 11\,080)^{0,6} \cdot 5,56^{0,33} = 111.$$

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = 111 \cdot 0,616 / 0,0365 = 1873 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

Коэффициент теплопередачи $K = 340,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$.

Площадь поверхности теплообмена:

$$F = 667\,763 / (340,7 \cdot 30,55) = 64,2 \text{ м}^2.$$

Таким образом, уточненный расчет поверхности теплообмена согласуется с ранее выполненным.

Запас площади поверхности теплообмена:

$$100 (19,5 \cdot 4 - 64,2) / 64,2 = 24,6 \text{ } \%$$

Конструктивный расчет. Отношение шага между трубами к наружному диаметру труб

$$\beta = 32/25 = 1,28.$$

Угол, образуемый центральными линиями трубных рядов при размещении труб по вершинам равносторонних треугольников (по правильным шестиугольникам) $\alpha = 60^\circ$.

Коэффициент заполнения трубной плиты:

$$\psi = 61 \cdot 0,032^2 \cdot 0,866 / (0,785 \cdot 0,325^2) = 0,65.$$

Степень заполнения сечения трубами в продольном потоке:

$$x_{\text{пр}} = \frac{3,14}{4 \cdot 1,28^2} \frac{0,65}{0,866} = 0,36.$$

Применяя формулу (5.82), проводим необходимые расчеты для определения ширины перегородки:

$$0,021 = \left(\frac{3,14 \cdot 0,325^2}{4} \frac{\gamma}{360} - \frac{0,325^2}{8} \sin \gamma \right) (1 - 0,36).$$

Преобразуя уравнение, получаем:

$$\gamma - 57,33 \sin \gamma = 142,5.$$

Методом приближений определяем угол γ :

γ	$\sin \gamma$	$57,33 \sin \gamma$	$\gamma - 57,33 \sin \gamma$
90	1	57,33	42,62
120	0,866	49,69	70,31
150	0,5	28,69	121,31
160	0,342	19,6	140,4
161	0,326	18,66	142,3

Таким образом, центральный угол сегмента перегородки $\gamma = 161^\circ$.

Определяем ширину перегородки (см. рис. 5.6).

Находим половину центрального угла сегмента:

$$\gamma/2 = 161,0/2 = 80,50^\circ;$$

$$\cos \gamma/2 = (b - r)/r; \quad r = D_0/2 = 0,325/2 = 0,1625 \text{ м};$$

$$\cos \gamma/2 = \cos 80,50^\circ = 0,165;$$

$$0,165 = (b - 0,1625)/0,1625; \quad \text{отсюда } b = 0,189 \text{ м}.$$

Определение диаметров патрубков (штуцеров). Схема соединения теплообменников — последовательная, секционная (рис. 5.14). Скорость движения рабочих сред в патрубках (штуцерах) по возможности должна совпадать с рабочей скоростью среды в аппарате, устанавливаемой в расчете. Поэтому скорость воды в патрубках, соединяющих межтрубные пространства теплообменников, а также толуола, движущегося из аппарата в аппарат по соединяющим их коленам, принимаем приблизительно равными движению этих сред в теплообменнике.

Определяем скорость движения толуола по трубам теплообменника:

$$w_{\tau} = \frac{14\,206 \cdot 0,35 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 820,5} = 0,284 \text{ м/с}.$$

Скорость воды в межтрубном пространстве $w_{\text{в}} = 0,25$ м/с (см. выше). Диаметры патрубков (штуцеров) определяются по формуле (3.4).

Определяем диаметры патрубков для воды и колен, соединяющих теплообменники, для толуола

$$d_{\text{в}} = 1,13 \sqrt{5,3/(995,7 \cdot 0,25)} = 0,150 \text{ м}; \quad d_{\tau} = 1,13 \sqrt{5/(820,5 \cdot 0,284)} = 0,165 \text{ м}.$$

Принимаем по [10] трубы для изготовления патрубков и колен диаметром: для воды — $159 \times 4,5$ мм, для толуола — 168×3 мм.

Рассчитанный кожухотрубный теплообменник представлен на рис. 5.15.

Расчет кожухотрубчатого теплообменника может быть выполнен при помощи ЭВМ типа ДВК-2, ДВК-3 и др.

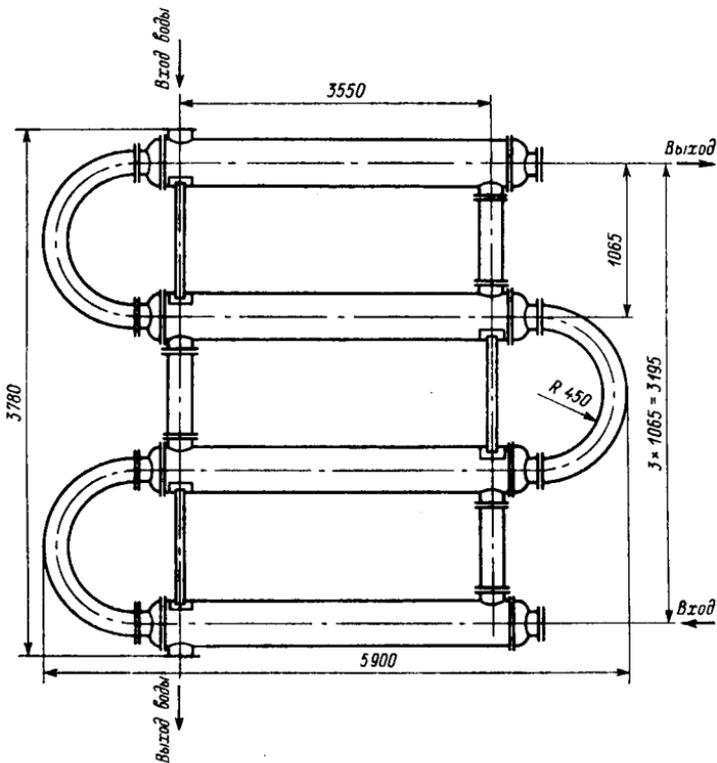


Рис. 5.14. Схема соединения теплообменников

5.3.2. Расчет пластинчатого подогревателя

Выбрать тип, рассчитать и подобрать стандартный пластинчатый теплообменник для подогрева 10 % раствора NaOH от 60 до 100 °С. Расход раствора NaOH — 10 000 кг/ч. При средней температуре $t_2 = 0,5(60 + 100) = 80$ °С 10 % раствор NaOH имеет следующие физико-химические характеристики: $\rho_2 = 1077$ кг/м³; $c_2 = 3860$ Дж/(кг·К); $\lambda_2 = 0,70$ Вт/(м·К); $\mu_2 = 0,6 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Для подогрева использовать насыщенный водяной пар давлением 0,3 МПа. Температура конденсации $t_1 = 132,9$ °С. Характеристики конденсата при этой температуре: $\rho_1 = 933$ кг/м³; $c_1 = 4400$ Дж/(кг·К); $\mu_1 = 0,147 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\lambda_1 = 0,686$ Вт/(м·К); $r = 2171$ кДж/кг.

1. Тепловая нагрузка подогревателя определяется по формуле (5.4):

$$Q = \frac{10000}{3600} 3860 (100 - 60) = 428\,889 \text{ Вт.}$$

2. Расход пара определяется из уравнения теплового баланса (5.9):

$$G_1 = 428\,889 / 2\,171\,000 = 0,198 \text{ кг/с.}$$

3. Определение среднего температурного напора:

$$\Delta t_{\text{н}} = \frac{132,9 - 60}{2} = 72,9 \quad \Delta t_{\text{к}} = \frac{132,9 - 100}{2} = 32,9$$

```

9 CLS
10 PRINT "          *РАСЧЕТ КОЖУХОТРУБЧАТОГО ХОЛОДИЛЬНИКА*"
20 PRINT "          ИОФФЕ И.Л. - КАМНЕВ Н.Н. - С Х М Т - 13.02.89"
30 PRINT "-----"
40 PRINT
50 PRINT "ВВЕДИТЕ ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ:"
51 PRINT
55 PRINT "ПРИ ДВИЖЕНИИ ГОРЯЧ. ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ ПО ТРУБАМ"
56 PRINT "ВВЕСТИ-0, ИНАЧЕ-1";
57 INPUT K9
60 PRINT "РАСХОД ГОРЯЧЕГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, (КГ/С)";
70 INPUT G1
80 PRINT "НАЧАЛЬНАЯ ТЕМПЕРАТУРА ГОРЯЧЕГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, ГРАД.С";
90 INPUT T1
100 PRINT "КОНЕЧНАЯ ТЕМПЕРАТУРА ГОРЯЧЕГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, ГРАД.С";
110 INPUT T2
120 PRINT "НАЧАЛЬНАЯ ТЕМПЕРАТУРА ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, ГРАД.С";
130 INPUT T3
140 PRINT "КОНЕЧНАЯ ТЕМПЕРАТУРА ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, ГРАД.С";
150 INPUT T4
160 PRINT
170 PRINT "НА ОСНОВАНИИ ВЫЧИСЛЕННОЙ СР. ТЕМПЕРАТУРЫ ГОРЯЧЕГО "
171 PRINT "ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ"
180 PRINT "РАВНОЙ:"
190 T0=(T1+T2)/2
200 PRINT ;T0
210 PRINT "ВВЕСТИ ИЗ СПРАВОЧНИКА ФИЗИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ ГОРЯЧ."
211 PRINT "ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ:"
220 PRINT "ТЕПЛОЕМКОСТЬ, ДЖ/(КГ*К)";
230 INPUT C1
240 PRINT "ДИНАМИЧЕСКИЙ КОЭФФИЦИЕНТ ВЯЗКОСТИ, ПА*С";
250 INPUT M1
260 PRINT "ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ, ВТ/(М*К)";
265 INPUT L1
270 PRINT "ПЛОТНОСТЬ, КГ/М^3";
280 INPUT P1
290 PRINT "НА ОСНОВАНИИ ВЫЧИСЛЕННОЙ СР. ТЕМПЕРАТУРЫ ХОЛОДНОГО"
300 PRINT "ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ, РАВНОЙ:"
310 T=(T3+T4)/2
320 PRINT ;T
325 PRINT "ВВЕСТИ ИЗ СПРАВОЧНИКА ПАРАМЕТРЫ ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ:"
330 PRINT "
340 PRINT "ТЕПЛОЕМКОСТЬ, ДЖ/(КГ*К)";
350 INPUT C2
360 PRINT "ДИНАМИЧЕСКИЙ КОЭФФИЦИЕНТ ВЯЗКОСТИ, ПА*С"
370 INPUT M2
380 PRINT "ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ, ВТ/(М*К)"
385 INPUT L2
390 PRINT "ПЛОТНОСТЬ, КГ/М^3";
400 INPUT P2
410 PRINT
420 PRINT "ВВЕСТИ ИЗ СПРАВОЧНЫХ ТАБЛИЦ:"
430 PRINT "ВНУТРЕННИЙ ДИАМЕТР ТЕПЛООБМЕННЫХ ТРУБ, М";
440 INPUT D1
450 PRINT "НАРУЖНЫЙ ДИАМЕТР ТЕПЛООБМЕННЫХ ТРУБ, М";
460 INPUT D2
470 PRINT "ТОЛЩИНУ СТЕНКИ ТЕПЛООБМЕННЫХ ТРУБ, М";
480 INPUT S
490 PRINT "В СООТВЕТСТВИИ С ВЫБРАННЫМ МАТЕРИАЛОМ ТРУБ, ВВЕСТИ:"
500 PRINT "ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ МАТЕРИАЛА ТРУБЫ, ВТ/(М*К)"

```

```

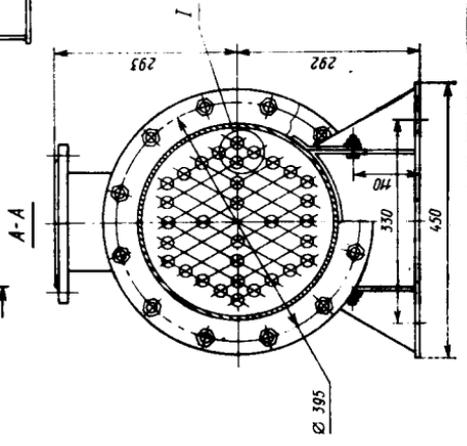
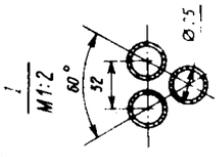
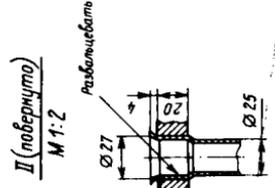
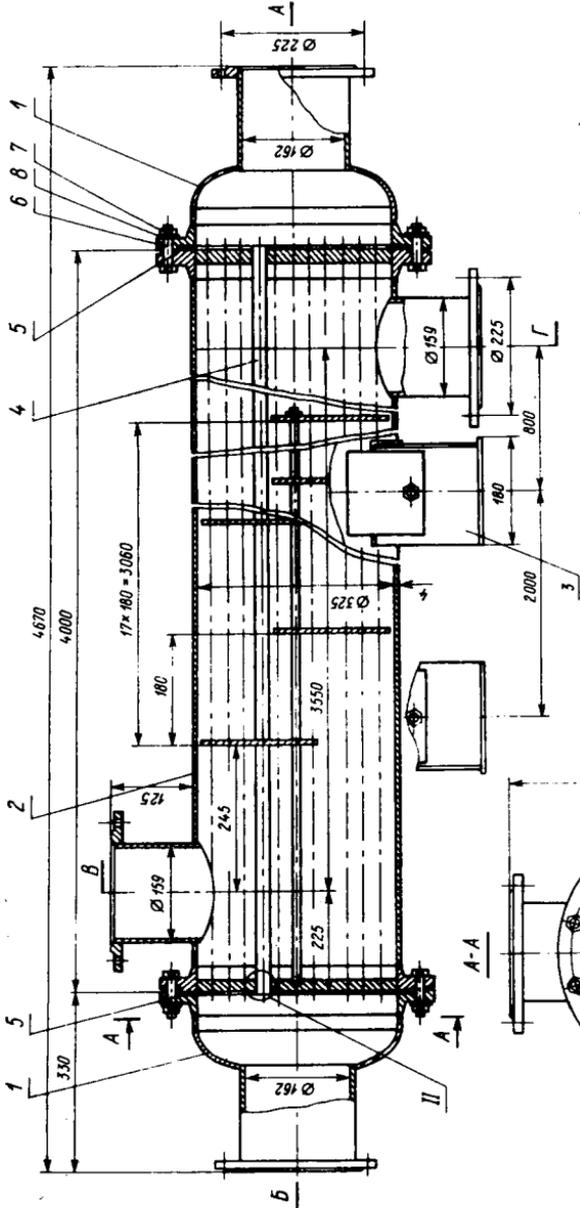
510 INPUT M3
520 PRINT "ТЕРМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ЗАГРЯЗНЕНИИ, (М^2)*К/ВТ"
530 PRINT "СО СТОРОНЫ ГОРЯЧ. ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ "
540 INPUT R1
550 PRINT "СО СТОРОНЫ ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ "
560 INPUT R2
570 PRINT
580 PRINT "ЗАДАЕМ ВЕЛИЧИНУ КРИТЕРИЯ РЕЙНОЛЬДСА ПРИ ДВИЖЕНИИ"
590 PRINT "ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ В ТРУБАХ В ПРЕДЕЛАХ 10000-20000";
600 INPUT R
610 PRINT
620 Q=G1*C1*(T1-T2) ' ТЕПЛОВАЯ НАГРУЗКА ХОЛОДИЛЬНИКА
630 G2=Q/(C2*(T4-T3)) ' МАССОВЫЙ РАСХОД ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ
631 IF K9=0 THEN 649
632 X1=G1
633 X2=M1
634 G1=G2
635 G2=X1
636 M1=M2
637 M2=X2
638 X4=L1
639 L1=L2
640 L2=X4
641 X6=C1
642 C1=C2
643 C2=X6
644 X8=P1
645 P1=P2
646 P2=X8
649 N=G1/((PI/4)*R*M1*D1) ' ЧИСЛО ТРУБ НА 1 ХОД В ТРУБЕ.
650 PRINT "ПРИНИМАЕМ ПО КАТАЛОГУ (ГОСТ 15122-79)"
655 PRINT "Z-ХОДОВОЙ ТЕПЛООБМЕННИК"
660 PRINT "СООТВЕТСТВЕННО ВВЕСТИ ВНУТРЕННИЙ ДИАМЕТР КОЖУХА, М";
670 INPUT D
680 PRINT "ЧИСЛО ТРУБ НА ОДИН ХОД ДВИЖЕНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ";
690 INPUT N1
692 PRINT "ОБЩЕЕ ЧИСЛО ТРУБ Z-ХОЛОДНОГО ТЕПЛООБМЕННИКА";
695 INPUT N2
710 R0=G1/((PI/4)*N1*M1*D1) ' УТОЧНЕННАЯ ВЕЛИЧИНА КР. РЕЙНОЛЬДСА
720 IF R0<2300 THEN 2000
725 P8=M1*C1/L1 ' КРИТЕРИЙ ПРАНДТЛЯ ДЛЯ ГОРЯЧЕГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ
730 IF R0>10000 THEN 750
740 A1=L1*.021*(R0^.8)*(P8^.43)/D1
745 GOTO 760
750 A1=L1*.008*(R0^.9)*(P8^.43)/D1
759 REM РАСЧЕТ ПАРАМЕТРОВ МЕЖТРУБНОГО ПРОСТРАНСТВА
760 D3=(D*D-N2*D2*D2)/(D+N2*D2) 'ЭКВ. ДИАМЕТР МЕЖТР. ПРО.
770 W=G2/((PI/4)*P2*(D*D-N2*D2*D2)) 'СКОРОСТЬ ДВИЖ. ХОЛ. Т.
780 R=W*D3*P2/M2 'РЕЙНОЛЬДС В МЕЖТРУБНОМ ПРОСТР.(РАСЧ. ЗН.)
785 P9=N2*C2/L2 'КРИТ. ПРАНДТЛЯ ДЛЯ ХОЛОДНОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ
790 IF R<10000 THEN 810
792 J=1
795 A2=L2*1.16*((D3*R)^.6)*((P9)^.33)/D3
800 GOTO 840
810 PRINT "В МЕЖТРУБНОМ ПРОСТРАНСТВЕ НЕОБХОДИМО УСТАНОВИТЬ"
811 PRINT "ПОПЕРЕЧНЫЕ ПЕРЕГОРОДКИ"
815 J=0
820 R=10000 'ПРИНИМАЕМ РЕЙНОЛЬДС 10000
830 A2=L2*1.72*((D3*R)^.6)*((P9)^.33)/D3
840 K=1/(1/A1+S/L3+R1+R2+1/A2) 'КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

```

```

850 REM СРЕДНИЙ ТЕМПЕРАТУРНЫЙ НАПОР
860 T5=(T1-T4-T2+T3)/(LOG((T1-T4)/(T2-T3))) 'СР. Т.НАП.ПРОТ.
870 IF J=0 THEN 940
880 F=(T4-T3)/(T1-T3)
890 R9=(T1-T2)/(T4-T3)
900 PRINT "ОПРЕДЕЛИТЬ ПО РАССЧИТАННЫМ КОЭФФИЦИЕНТАМ F=";F;"И R=" R9
910 PRINT "КОЭФФИЦИЕНТ Е (СПРАВОЧНИК ХИМИКА С.547) И ВВЕСТИ Е="
920 INPUT E
930 T5=T5*E 'СР. ТЕМПЕРАТУРНЫЙ НАПОР ПРИ ПЕРЕКРЕСТНОМ ТОКЕ
940 F=Q/(K*T5) 'ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА
950 PRINT
960 PRINT
970 PRINT "ПРИНИМАЕМ К УСТАНОВКЕ НЕОБХОДИМОЕ ЧИСЛО СТАНДАРТНЫХ"
980 PRINT "Z-ХОДОВЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ С ПОВЕРХН. ТЕПЛООБМЕНА>" F
984 PRINT
985 PRINT "С ВНУТР. ДИАМЕТРОМ КОЖУХА=";D
986 PRINT "ЧИСЛОМ ТРУБ НА ОДИН ХОД ДВИЖЕНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ=";N1
987 PRINT "ОБЩИМ ЧИСЛОМ ТРУБ=";N2
988 PRINT "ВНУТРЕННИМ ДИАМЕТРОМ ТЕПЛООБМЕННЫХ ТРУБ=";D1
990 PRINT "ВВЕСТИ ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА 1 ТЕПЛООБМЕННИКА,М^2"
1000 INPUT F1
1010 PRINT "ДЛИНУ ТРУБ, М";
1020 INPUT H
1030 PRINT "ЧИСЛО СЕГМЕНТНЫХ ПЕРЕГОРОДОК";
1040 INPUT N4
1050 PRINT "ЧИСЛО ТРУБ ПО ДИОГОНАЛИ ШЕСТИУГОЛЬНИКА";
1060 INPUT B
1070 N5=N4+1 'ЧИСЛО ХОДОВ В МЕЖТРУДНОМ ПРОСТРАНСТВЕ
1080 F2=H/(N5*(D-B*D1)) 'ПЛОЩАДЬ СЕЧЕНИЯ 1 ХОДА МЕЖТР.ПР-ВА
1090 W1=G2/(P2*F2) 'СКОРОСТЬ ДВИЖ. ХОЛОДН. ТЕПЛОНОСИТ.
1100 R=W1*D3*P2/M2 'КРИТЕРИЙ РЕЙНОЛЬДСА
1110 A2=L2*1.72*((D3*R)^.6)*((P9)^.33)/D3
1120 K=1/(1/A1+S/L3+R1+R2+1/A2) 'КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ
1130 F1=Q/(K*T5) 'ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА
1140 PRINT "СРАВНИВАЕМ УТОЧНЕННУЮ ПОВЕРХНОСТЬ F1=";F1
1145 PRINT "С РАССЧИТАННОЙ F=";F
1150 PRINT "ПРИ ЗНАЧИТЕЛЬНОМ РАСХОЖДЕНИИ-ПРИНЯТЬ НОВОЕ ЧИСЛО"
1160 PRINT "Z-ХОДОВЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ С ПРИНЯТЫМИ ПАРАМЕТРАМИ"
1170 PRINT "ПРИ F > F1"
1180 STOP
2000 PRINT "РЕЙНОЛЬДС МЕНЬШЕ 2300 -"
2001 PRINT "КОЖУХОТРУБАТЫЙ ТЕПЛООБМЕННИК НЕ РАССЧИТЫВАЕТСЯ!"
2002 PRINT "ВЫПОЛНИТЬ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА 'ТРУБА В ТРУБЕ'"
2005 STOP

```



Ввиду того, что, $\Delta t_n/\Delta t_k = 72,9/32,9 = 2,2 > 2$, определяем среднюю логарифмическую разность по формуле (5.13):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{72,9 - 32,9}{2,3 \lg(72,9/32,9)} = 50,3 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

4. На основании практических данных принимаем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи $K_{\text{оп}} = 1000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда ориентировочное значение требуемой площади поверхности теплообмена составит (формула (5.11)):

$$F_{\text{оп}} = 428\,889/(1000 \cdot 50,3) = 8,52 \text{ м}^2.$$

В соответствии с ГОСТ 15518—78 принимаем пластинчатый теплообменник разборный поверхностью 10 м^2 на консольной раме.

Характеристика теплообменника:

Типоразмер пластины, м ²	0,3
Размеры пластины, м:	
длина	1,37
ширина	0,3
толщина	0,001
Число пластин, шт.	36
Эквивалентный диаметр канала, м	0,008
Площадь сечения канала, м ²	0,0011
Приведенная длина канала, м	1,12
Смоченный периметр в сечении канала, м	0,550
Диаметр присоединительного штуцера, м	0,05

5. Определяем число последовательно соединенных пакетов по потоку раствора (формула (5.110)):

$$z \leq 0,01 \left[\frac{20\,000 \cdot (1,1 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 36^2}{0,00258^2} \right]^{0,33} = 1,50,$$

где $\Delta p_{\text{доп}} = 20\,000 \text{ Па}$ — допустимое сопротивление теплообменника (принимается в соответствии с требованиями технологического процесса); $V = 10\,000/(3600 \cdot 1077) = 0,00258 \text{ м}^3/\text{с}$ — объемный расход раствора NaOH.

Принимаем однопакетную (одноходовую) компоновку пластин по стороне пара $z_1 = 1$, по стороне нагреваемого раствора $z_2 = 1$.

Число каналов в одном пакете:

1) для пара

$$m_1 = n/(2z_1) = 36/(2 \cdot 1) = 18;$$

2) для раствора

$$m_2 = [(n/2) - 1]/1 = [(36/2) - 1]/1 = 17.$$

6. Площадь поперечного сечения пакетов:

$$f_1 = m_1 f = 18 \cdot 0,0011 = 0,0198 \text{ м}^2;$$

$$f_2 = m_2 f = 17 \cdot 0,0011 = 0,0187 \text{ м}^2.$$

7. Скорость движения раствора:

$$w_2 = 2,778/(1077 \cdot 0,0187) = 0,138 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = 0,138 \cdot 0,008 \cdot 1077/(0,6 \cdot 10^{-3}) = 1981.$$

Коэффициент теплоотдачи к жидкости определяется по формуле (5.43):

$$\alpha_2 = \frac{0,7}{0,008} 0,1 \cdot 1981^{0,73} \cdot 3,31^{0,43} = 3726 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\text{Pr} = 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 3860/0,7 = 3,31$ — критерий Прандтля раствора NaOH при $t = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Для определения коэффициента теплоотдачи от пара по формуле (5.45) примем, что $\Delta t > 10^\circ\text{C}$. Тогда в каналах с приведенной длиной $L_{\text{пр}} = 1,12$ м получим:

$$\text{Re} = G_1 L_{\text{пр}} / (F \mu_1) = 0,198 \cdot 1,12 / (10 \cdot 0,147 \cdot 10^{-3}) = 151.$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr} = 0,147 \cdot 10^{-3} \cdot 4400 / 0,686 = 0,942.$$

Следовательно:

$$\alpha_1 = \frac{0,686}{1,12} 322 \cdot 151^{0,7} \cdot 0,942^{0,4} = 6448 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Термическое сопротивление загрязнений: со стороны пара $r_{\text{з1}} = 1/5800 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$; со стороны раствора $r_{\text{з2}} = 1/2500 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$.

Пластины проектируется выполнять из стали X18H10T; коэффициент теплопроводности стали $\lambda = 15,9 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Сумма термических сопротивлений стенки пластины и загрязнений составит

$$\sum r = 1,0 \cdot 10^{-3} / 15,9 + 1/5800 + 1/2500 = 0,635 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{1/3726 + 0,635 \cdot 10^{-3} + 1/6448} = 944,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Проверим правильность принятого допущения относительно Δt по формуле

$$\Delta t = \Delta t_{\text{ср}} K / \alpha_2 = 50,3 \cdot 944,9 / 6448 = 7,37^\circ\text{C}. \quad (5.134)$$

Так как $\Delta t < 10^\circ\text{C}$ коэффициент теплоотдачи от пара определяем по формуле (5.46), принимая $\Delta t = 7,37^\circ\text{C}$:

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{9,8 \cdot 933^2 \cdot 0,686^3 \cdot 2171 \cdot 10^3}{0,147 \cdot 10^{-3} \cdot 1,12 \cdot 7,37}} = 9143 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{1/3726 + 0,635 \cdot 10^{-3} + 1/9143} = 970 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Проверим правильность принятого значения Δt :

$$\Delta t = 50,3 \cdot 970 / 9143 = 5,33^\circ\text{C}.$$

Методом последовательных приближений выполняем расчеты до сходимости принятой разности температур Δt и рассчитанной по формуле (5.134).

Принимаем $\Delta t = 5,33^\circ\text{C}$; $\alpha = 9915 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

$$K = 996 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad \Delta t = 50,3 \cdot 996 / 9915 = 5,05^\circ\text{C}.$$

Принимаем $\Delta t = 5,05^\circ\text{C}$; $\alpha = 10\,050 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

$$K = 997,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad \Delta t = 50,3 \cdot 997,2 / 10\,050 = 4,99^\circ\text{C}.$$

Так различия между принятой разностью температур и рассчитанной незначительны, расчет прекращен.

Варианты заданий для расчета теплообменников

Номер задания	Назначение и тип аппарата		Теплоноситель		$G \cdot 10^{-3}$, кг/ч	Температура, °C				P , МПа			
			горячий	холодный		t_{1H}	t_{1K}	t_{2H}	t_{2K}				
1	Холодильник	Кожухотрубный	Бензол	Вода	24	70	30	15	35	—			
2			Этиловый спирт	»	30	75	30	17	33	—			
3			Ацетон	»	15	55	28	14	28	—			
4			Нитробензол	»	12	60	35	20	40	—	—		
5			Бензол	»									
6			Бутиловый спирт	»									
7			Хлорбензол	»									
8			Этилацетат	»									
9			Спиральный	Метилловый спирт	»	18	60	25	16	32	—		
10					Вода	»	25	90	35	20	45	—	
11					Натрия хлорид, 10 % раствор	»	28	95	30	15	40	—	
12	Подогреватель	Кожухотрубный	Толуол	»	14	100	40	18	38	—			
13			Водяной пар	Натрия гидроокись, 10 % раствор	20	—	—	25	90	0,3			
14			Кальция хлорид, 10 % раствор	22	—	—	30	95	0,35				
15			Аммония нитрат, 10 % раствор	18	—	—	35	80	0,25				
16			Воздух	20	—	—	20	100	0,3				
17			Пластинчатый	Четыреххлористый углерод	Этиловый спирт, 60 %	10	—	—	25	75	0,2		
18					Анилин	16	—	—	30	120	0,4		
19					Бензол	8	—	—	20	70	0,15		
20			Типа «труба в трубе»	Кожухотрубный	Этиловый спирт	Соляная кислота	6	—	—	25	90	0,25	
21							Ацетон	9	—	—	18	54	0,1
22							Хлороформ	7	—	—	20	60	0,1
23	Вода	15					—	—	20	40	0,1		
24	Сероуглерод	18					—	—	15	30	0,1		
25	Метилловый спирт, 40 %	12					—	—	20	40	0,1		
26	Вода	16					—	—	18	38	0,1		
27	Вода	16					—	—	18	38	0,1		

Продолжение таблицы 5.18

Номер задания	Назначение и тип аппарата		Теплоноситель		$G \cdot 10^{-3}$, кг/ч	Температура, °С				P , МПа
			горячий	холодный		$t_{1н}$	$t_{1к}$	$t_{2н}$	$t_{2к}$	
29	Конденсатор	Пластинчатый	Бензол	Вода	10	—	—	22	42	0,1
30			Четырех-хлористый углерод	Толуол	15	—	—	20	38	0,1
31	Типа «труба в трубе»		Метиловый спирт	Бутиловый спирт	9	—	—	20	45	0,1
32			Ацетон	Этилацетат	10	—	—	16	32	0,1
33			9	—	—	20	45	0,1		
34			6	—	—	16	30	0,1		
35			5	—	—	17	32	0,1		

Требуемая площадь поверхности теплопередачи:

$$F = 428\,889 / (50,3 \cdot 997,2) = 8,55 \text{ м}^2.$$

Теплообменник с номинальной поверхностью 10 м^2 подходит с запасом $\varphi = 17\%$.

В соответствии с [5.11] масса аппарата 405 кг , размеры $L = 180 \text{ мм}$, $L_1 = 645 \text{ мм}$, $L_2 = 500 \text{ мм}$. Прокладки для пластин выполняются из резины СУ-359 (см. рис. 5.12).

8. Гидравлическое сопротивление пластинчатого подогревателя определим по формуле (5.127). Диаметр присоединительных штуцеров $d_{шт} = 0,05 \text{ м}$. Скорость жидкости в штуцерах:

$$w = \frac{2,778 \cdot 4}{1077 \cdot 3,14 \cdot 0,05} = 1,3 \text{ м/с}.$$

Коэффициент трения:

$$\lambda = 19,3 / 1981^{0,25} = 2,9.$$

Для однопакетной компоновки пластин $z = 1$.

Гидравлическое сопротивление:

$$\Delta p = 1 \cdot 2,9 \frac{1,12}{0,008} \frac{1077 \cdot 0,138}{2} + 2 \cdot 1,5 \frac{1077 \cdot 1,3}{2} = 6894 \text{ Па}.$$

9. Сопоставим заданный напор с расчетным гидравлическим сопротивлением: $20\,000 / 6894 > 1$. Как видим, действительное гидравлическое сопротивление находится в пределах принятого значения.

5.3.3. Варианты заданий для расчета теплообменников

Различные варианты заданий для расчета теплообменников даны в табл. 5.18.

ВЫПАРИВАНИЕ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- G — расход, кг/с;
 x — массовая концентрация, %;
 t — температура, °С;
 T — температура, К;
 c — удельная теплоемкость, Дж/(кг·К);
 Q — тепловая нагрузка, Вт;
 q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²;
 r — удельная теплота парообразования, Дж/кг;
 F — площадь поверхности теплопередачи, м²;
 K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);
 τ — продолжительность периода, цикла, с;
 W — производительность по испаряемой влаге, кг/с;
 I, i — удельная энтальпия, Дж/кг;
 α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 ρ — плотность, кг/м³;
 μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
 ν — кинематический коэффициент вязкости, м²/с;
 λ — теплопроводность, Вт/(м·К);
 σ — поверхностное натяжение, Н/м;
 δ, s — толщина, м;
 D, d — диаметр, м;
 w — скорость, м/с;
 H — высота, м;
 p — давление, Па;
 V — объем, м³;
 Re — критерий Рейнольдса;
 Nu — критерий Нуссельта;
 Pr — критерий Прандтля.

Индексы: 1, 2, 3 — первый, второй третий корпус выпарной установки; в — вода; в.п. — вторичный пар; г.п — греющий пар; н — начальный параметр; к — конечный параметр; ст — стенка; б.к — барометрический конденсатор; п — пар.

6.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Выпариванием называется процесс концентрирования растворов нелетучих веществ, заключающийся в частичном удалении растворителя путем испарения при кипении.

Выпарные установки широко применяются для концентрирования растворов в химической, пищевой и других отраслях народного хозяйства, для термического опреснения соленых вод, для снабжения предприятия греющим паром (за счет отбора вторичных паров), обеспечения котельных установок и других технологических промышленных потребителей горячими конденсационными водами.

Существует три метода выпаривания растворов:

- 1) парообразование на поверхности теплообмена;

2) адиабатное испарение, при котором концентрирование раствора осуществляется путем испарения перегретой жидкости, подаваемой в камеру, давление в которой ниже давления насыщения, соответствующего температуре поступающей в камеру жидкости;

3) испарение при контакте с теплоносителем, т. е. без соприкосновения раствора с поверхностью нагрева.

В химической промышленности наиболее широкое распространение получили выпарные установки поверхностного типа, которые по теплотехнологическим признакам разделяются на несколько групп.

1. По числу ступеней: одноступенчатые и многоступенчатые; при этом в одной ступени могут быть один, два и более параллельно включенных аппаратов выпарной установки.

2. По давлению вторичного пара в последней ступени:

а) выпарные установки с достаточно глубоким вакуумом в последней ступени (до 90 %) и следующим за ней конденсатором для поддержания этого вакуума;

б) выпарные установки с повышенным давлением в последней ступени;

в) выпарные установки с ухудшенным вакуумом.

3. По подводу первичной теплоты:

а) выпарные установки с одним источником первичной теплоты;

б) выпарные установки с двумя источниками теплоты;

в) выпарные установки с тепловыми насосами.

4. По технологии обработки раствора:

а) одностадийные выпарные установки, в которых раствор при выпаривании не отводится для других промежуточных операций обработки;

б) двух- и более стадийные выпарные установки, в которых раствор после одной из промежуточных ступеней может быть направлен для дополнительной обработки (для осаждения, центрифугирования и т. п.), а затем снова поступает на доупаривание в следующую ступень.

5. По отношению к движению греющего пара и выпариваемого раствора:

а) прямоточные выпарные установки;

б) противоточные выпарные установки;

в) выпарные установки с параллельным питанием корпусов;

г) выпарные установки с отпуском части вторичных паров (экстра-паров) посторонним потребителям;

д) выпарные установки со смешанным питанием корпусов.

Выпарные аппараты, входящие в выпарные установки поверхностного типа, классифицируются следующим образом.

1. По принципу действия — на аппараты периодического и непрерывного действия.

2. По первичному теплоносителю — на аппараты с паровым, газовым (продукты сгорания, горячий воздух и др.), жидкостным (вода, масло и др.) теплоносителем, а также с электрическим обогревом. В промышленной практике чаще всего применяют обогрев паром, обеспечивающий высокий коэффициент теплоотдачи наряду с удобством регулирования процесса.

3. По совмещению стадий нагрева и парообразования — на аппараты, в которых эти стадии совмещены, аппараты с вынесенной зоной парообразования и с вынесенной поверхностью нагрева.

4. По подвижности поверхности нагрева — на аппараты с неподвижной и подвижной поверхностью нагрева. Подвижность поверхности нагрева обеспечивается ее вращением или вибрацией.

5. По способу организации движения раствора — на аппараты с естественной и принудительной циркуляцией, однократной и многократной.

6. По расположению зоны испарения — на аппараты в которых испарение раствора осуществляется либо внутри труб, либо в объеме аппарата. При этом жидкость может находиться снаружи поверхности нагрева или же внутри ее.

7. По степени заполнения сечения труб — на аппараты с заполненным и незаполненным сечением. К последним относятся аппараты со вставками и пленочные. Пленочные выпарные аппараты получают в настоящее время все более широкое распространение благодаря тому, что обладают высокой интенсивностью теплообмена при малых температурных напорах. По способу движения пленки такие аппараты подразделяются на аппараты с ниспадающей и восходящей пленкой, а также пленкой, движущейся под действием центробежных сил.

8. По направлению движения пара и жидкости — на аппараты, в которых жидкость движется сверху вниз или снизу вверх.

9. По ориентации поверхности нагрева — на аппараты, в которых поверхности нагрева располагаются вертикально, горизонтально или наклонно.

Описание конструкций выпарных аппаратов дано в [1 ÷ 3; 8; 11; 14; 6.1 ÷ 6.3].

Выпарной аппарат должен удовлетворять технологическим и общеструктурным требованиям и обладать оптимальными техническими и технико-экономическими показателями.

К технологическим требованиям относятся возможность соблюдения требуемого режима (температура, давление, время пребывания раствора в аппарате), получение полупродукта или продукта необходимого качества и требуемой концентрации, чувствительность к изменению нагрузок и др.

К общеконструктивным требованиям относятся простота и компактность аппарата, надежность в работе, технологичность изготовления, монтажа и ремонта, удобство очистки, возможность сосредоточения большой поверхности нагрева в единице объема.

К оптимальным техническим и технико-экономическим показателям относятся высокая интенсивность теплопередачи (высокое значение коэффициента теплопередачи), малый вес, невысокая стоимость одного квадратного метра поверхности нагрева, невысокая стоимость эксплуатации.

Между отдельными факторами, влияющими на выбор конструкции аппарата, могут быть противоречия. Так, например, требование о достижении высоких коэффициентов теплопередачи в аппаратах с многократной циркуляцией связано с увеличением скорости циркуляции, но это достигается либо повышением параметров греющего пара, либо применением принудительной циркуляции. В обоих случаях стоимость затрачиваемой энергии на выпарку увеличивается. В таких случаях необходимы технико-экономические расчеты.

Выбор типа аппарата в зависимости от свойств растворов можно осуществить, пользуясь рекомендациями, приведенными в приложении 6.1. Конструкции выпарных аппаратов приведены на рис. 6.12—6.17, основные их размеры — в приложении 6.2.

6.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

При проектировании и эксплуатации выпарных установок возникает необходимость в решении следующих основных групп задач.

1. Выбор конструкций аппаратов и схемы установок, определение оптимальных параметров разрабатываемых установок.

2. Определение оптимального режима работы действующих установок, обеспечивающего необходимую производительность установки, качество готового продукта и другие показатели.

При решении этих задач используются проектные и поверочные расчеты. Основной целью проектных расчетов является определение конструктивных параметров аппаратов выпарных установок при выбранных условиях теплового режима их работы. При выполнении поверочных расчетов действующих выпарных установок основной целью является установление оптимального режима работы при заранее известных конструктивных параметрах аппаратов.

Ниже рассматриваются методы расчета поверхностных выпарных аппаратов, при проектных расчетах которых площади поверхности нагрева аппаратов являются определяемыми величинами, при поверочных — заданными.

При выполнении проектных расчетов возможны два основных случая: 1) число аппаратов выпарной установки и ее тепловая схема заданы; определяются площади поверхности нагрева и конструктивно-режимные параметры аппаратов; 2) определяются не только конструктивно-режимные параметры аппаратов (включая площади поверхности нагрева), но также число аппаратов и оптимальная тепловая схема установок.

При поверочных расчетах определяется фактическая производительность выпарной установки или других технико-экономических показателей с целью сопоставления этих величин с нормативными значениями.

Проектирование выпарных установок включает следующие основные расчеты: теплотехнический, конструктивный, механический, гидравлический; расчет вспомогательного оборудования, экономический.

6.2.1. Расчет однокорпусного выпарного аппарата

Материальный баланс выпарного аппарата может быть составлен по всему количеству вещества

$$G_n = G_k + W \quad (6.1)$$

и по растворенному раствору

$$G_n x_n = G_k x_k. \quad (6.2)$$

Если заданы G_n , x_n , x_k , то решая совместно оба уравнения материального баланса, находим:

$$G_k = G_n x_n / x_k; \quad W = G_k - G_n = G_n (1 - x_n / x_k). \quad (6.3)$$

Определение температуры кипения раствора. Температура кипения раствора определяется по формуле

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{в.п}} + \Delta. \quad (6.4)$$

Здесь $t_{\text{в.п}}$ — температура вторичного пара (определяется по давлению в аппарате [4]); Δ — полная депрессия (методика ее расчета приводится в [1—8; 6.1—6.5], разделе 6.2.3).

Тепловой баланс составляется для определения расхода греющего пара; для аппаратов периодического действия определяется также длительность процесса.

Тепловой баланс для аппарата периодического действия составляется за один цикл. При этом определяются следующие величины.

1. Расход теплоты на подогрев раствора до температуры кипения:

$$Q_1 = G_n c_n (t_{\text{кип}} - t_0), \quad (6.5)$$

где G_n — количество поступающего в аппарат раствора, кг; c_n — удельная теплоемкость поступающего раствора; t_0 — начальная температура раствора.

2. Расход греющего пара на подогрев раствора до температуры кипения:

$$G_{г. п} = 1,03Q_1/r_{г. п}, \quad (6.6)$$

где 1,03 — коэффициент, учитывающий потери теплоты в окружающую среду; $r_{г. п}$ — удельная теплота образования греющего пара, Дж/кг.

3. Расход теплоты на упаривание раствора:

$$Q_2 = W (i_{в. п} - c_{в} t_{кип}), \quad (6.7)$$

где $i_{в. п}$ — удельная энтальпия вторичного пара [4]; $c_{в}$ — теплоемкость воды при $t_{кип}$.

4. Расход греющего пара на упаривание раствора:

$$G_{г. п_2} = 1,03Q_2/r_{г. п}. \quad (6.8)$$

Общий расход пара в выпарном аппарате периодического действия:

$$G_{г. п} = G_{г. п_1} + G_{г. п_2}. \quad (6.9)$$

5. Длительность периода нагрева:

$$\tau_1 = \frac{G_1 c_1}{FK} \ln \frac{T - t_0}{T - t_{кип}}. \quad (6.10)$$

Здесь T — температура греющего пара, °С.

Площадь поверхности теплообмена F ориентировочно рассчитывают по формуле

$$F = Q/q. \quad (6.11)$$

Коэффициент теплопередачи K ориентировочно принимают в пределах $K = 300 \div 750$ Вт/(м²·К).

6. Продолжительность периода выпаривания τ_2 находится из уравнения

$$\tau_2 = \frac{1}{F} \int_0^{Q_2} \frac{dQ}{K(T-t)}. \quad (6.12)$$

Уравнение (6.12) решается методом графического интегрирования, если известна зависимость Q , K и t от концентрации раствора.

Общая продолжительность цикла:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2. \quad (6.13)$$

Если выпарной аппарат работает непрерывно, то расход греющего пара определяется из уравнения теплового баланса

$$G_{г. п} r_{г. п} + G_{н} c_{н} t_1 = W i_{в. п} + G_{к} c_{к} t_{кип} + Q_{пот} \quad (6.14)$$

или
$$G_{г. п} r_{г. п} = G_{н} c_{н} (t_{кип} - t_1) + W (i_{в. п} - c_{в} t_{кип}) + Q_{пот}, \quad (6.15)$$

где $r_{г.п}$ — удельная теплота конденсации греющего пара; c_n и c_k — теплоемкость соответственно поступающего на выпарку и упаренного раствора; $i_{н.п}$ — удельная энтальпия вторичного пара; c_n — удельная теплоемкость конденсата; t_1 — температура раствора, поступающего в выпарной аппарат; $Q_{пот}$ — потери теплоты в окружающую среду.

Тепловая нагрузка греющей камеры:

$$Q = G_{г. п} r_{г. п}. \quad (6.16)$$

Полезная разность температур, или температурный напор, в выпарных аппаратах периодического действия определяется для двух периодов его работы.

Если в выпарной аппарат подается слабый раствор при t_0 , нагревается до температуры кипения, упаривается и выгружается при температуре кипения, то температурный напор для первого периода нагрева до температуры кипения определяется по формулам (5.13) и (5.14); для второго периода — кипения и испарения — полезная разность температур $\Delta t_{пол} = T - t_{кип}$. В период нагрева $\Delta t_6 = T - t_0$; $\Delta t_m = T - t'_{кип}$. В период упаривания $\Delta t_6 = T - t'_{кип}$; $\Delta t_m = T - t''_{кип}$. Здесь $t'_{кип}$ и $t''_{кип}$ — температуры кипения раствора при начальной и конечной концентрациях.

Если в выпарной аппарат периодического действия подается исходный раствор, предварительно нагретый до температуры кипения, то температурный напор определяется только для второго периода.

В аппаратах непрерывного действия полезную разность температур определяют по формуле

$$\Delta t_{пол} = T - t_{кип} \quad (6.17)$$

или

$$\Delta t_{пол} = T - t_{в. п} - \Delta. \quad (6.18)$$

Определение коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.

Коэффициент теплопередачи K для поверхности теплообмена выпарного аппарата определяется по формуле (5.21).

Коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующегося насыщенного пара к стенке можно определить по формулам (5.53) — (5.62).

Наряду с этими формулами для расчета α_1 применяются следующие зависимости.

А. В области ламинарного режима течения пленки конденсата при $Re < 180$

$$\alpha_1 = A_1 / (ql)^{0,33} \quad (6.19)$$

где

$$A_1 = 19,9\lambda (gr\rho^2/\mu)^{0,33} Pr^{-0,167}. \quad (6.20)$$

Если конденсируется водяной пар, то при $t_{конд} = 80 \div 120^\circ C$ коэффициент A_1 можно вычислить по соотношению

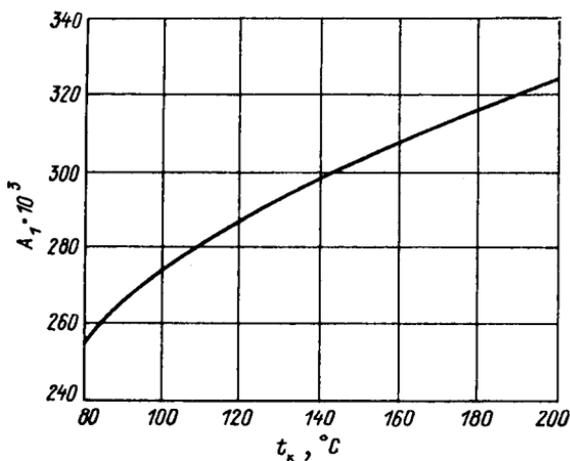
$$A_1 = 1000 (141 + 1,85t_{конд} - 0,0053t_{конд}^2). \quad (6.21)$$

Рис. 6.1. Значение расчетного коэффициента A_1 формулы (6.19) для конденсирующегося водяного пара в зависимости от температуры пленки конденсата $t_{\text{конд}}$

При $t_{\text{конд}} = 80 \div 200^\circ\text{C}$ следует пользоваться рис. 6.1 [5.3].

Б. В области вихревого течения пленки конденсата при $Re > 180$

$$\alpha_1 = 0,23\lambda \times (gr^2/\mu^2)^{0,33} Pr^{-0,167} \quad (6.22)$$



В формулах (6.20)—(6.22) физические параметры конденсата λ , μ , ρ берутся при средней температуре пленки конденсата $t_{\text{конд}}$:

$$t_{\text{конд}} = 0,5 (T + t_{\text{ст}}), \quad (6.23)$$

где T — температура пара; $t_{\text{ст}}$ — температура стенки.

Теплоотдача при кипении растворов еще недостаточно изучена. При кипении водных растворов можно принять удельную тепловую нагрузку аппаратов с естественной циркуляцией $q = 20\,000 \div 50\,000 \text{ Вт/м}^2$, с принудительной циркуляцией $q = 40\,000 \div 80\,000 \text{ Вт/м}^2$.

В условиях работы выпарных установок на химических заводах наблюдается чаще всего пузырьковое кипение при средних тепловых нагрузках.

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору для пузырькового кипения в вертикальных трубах при условии естественной циркуляции раствора определяется по уравнению (5.63).

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 уравнение

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}. \quad (6.24)$$

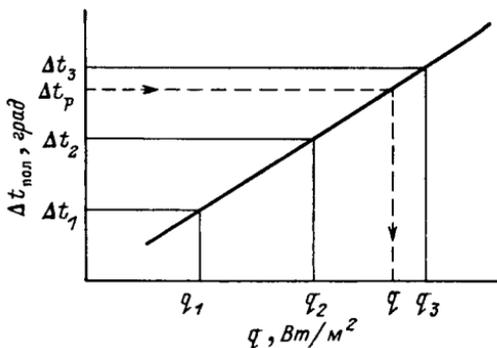


Рис. 6.2. Определение удельной тепловой нагрузки q выпарного аппарата

При кипении растворов в пленочных выпарных аппаратах коэффициент теплоотдачи α_2 рекомендуется определять по уравнению

$$\alpha_2 = c \frac{\lambda}{\delta} (0,25 \text{ Re})^n \left(\frac{q\delta}{\lambda t_{в.п}} \right)^m. \quad (6.25)$$

Здесь λ — теплопроводность кипящего раствора; δ — толщина пленки, рассчитываемая по уравнению

$$\delta = (0,75\nu^2/g)^{0,33} \text{ Re}^{0,33}, \quad (6.26)$$

где $\text{Re} = 4\Gamma/\mu$ — критерий Рейнольдса для пленки жидкости; Γ — линейная массовая плотность орошения, равная G/Π , $\text{кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$; ν и μ — соответственно кинематический и динамический коэффициенты вязкости кипящего раствора; G — расход раствора; $\Pi = \pi d_{вн}n = F_{об}/H$ — смоченный периметр; $q = \alpha_1 \Delta t_1$ — тепловая нагрузка.

Значения коэффициентов и показателей степеней в уравнении (6.25):

$$\begin{aligned} \text{при } q < 20\,000 \text{ Вт}/\text{м}^2 \quad c = 163,1; \quad n = -0,264, \quad m = 0,685; \\ \text{при } q > 20\,000 \text{ Вт}/\text{м}^2 \quad c = 2,6; \quad n = 0,203; \quad m = 0,322. \end{aligned}$$

Дальнейшие расчеты заключаются в вычислении коэффициента теплопередачи K по методу последовательных приближений; задаваясь тремя-четырьмя значениями q определяют для каждого из них значение K и $\Delta t_{пол}$, после чего строят график $q - \Delta t_{пол}$. По предварительно вычисленному значению $\Delta t_{пол}$ с помощью графика определяют соответствующее значение q (рис. 6.2).

Коэффициент теплопередачи определяется как

$$K = q/\Delta t_{пол}. \quad (6.27)$$

Значение коэффициента теплопередачи может быть найдено следующим образом.

Для установившегося процесса передачи теплоты от пара через стенку к раствору справедливо уравнение

$$q = \alpha_1 \Delta t_1 = \Delta t_{ст}/\sum (\delta/\lambda) = \alpha_2 \Delta t_2, \quad (6.28)$$

где Δt_1 — разность температур конденсации греющего пара и стенки; $\Delta t_{ст}$ — разность температур между поверхностями стенки; Δt_2 — разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора.

Распределение температур в процессе теплопередачи от пара через стенку к кипящему раствору показано на рис. 6.3.

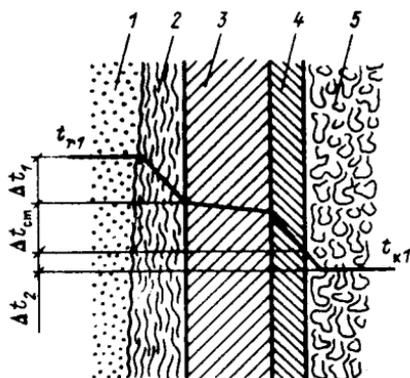


Рис. 6.3. Распределение температур в процессе теплопередачи от пара к кипящему раствору через многослойную стенку:

1 — пар; 2 — конденсат; 3 — стенка; 4 — накипь; 5 — кипящий раствор

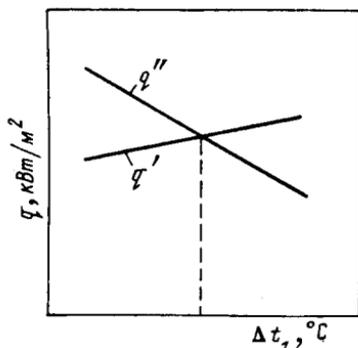


Рис. 6.4. Зависимость удельной тепловой нагрузки q от разности температур Δt_1

Задаваясь величиной Δt_1 и определив коэффициент теплоотдачи α_1 по одной из вышеприведенных формул, вычисляют удельную тепловую нагрузку в процессе передачи теплоты от конденсирующегося пара к стенке:

$$q' = \alpha_1 \Delta t_1. \quad (6.29)$$

Величина $\Delta t_{ст}$ определяется как

$$\Delta t_{ст} = q' \sum (\delta/\lambda). \quad (6.30)$$

Тогда

$$\Delta t_2 = \Delta t_{пол} - \Delta t_{ст} - \Delta t_1. \quad (6.31)$$

Удельная тепловая нагрузка в процессе передачи теплоты от стенки к раствору

$$q'' = \alpha_2 \Delta t_2. \quad (6.32)$$

Если $q' \neq q''$, принимаем новое значение Δt_1 и повторяем расчет до сходимости* величин q' и q'' . Расхождение между удельными тепловыми нагрузками не должно превышать 3 %.

Далее коэффициент теплопередачи K рассчитывается по уравнению (5.21).

При расчете аппаратов со свободной, естественной и принудительной циркуляцией параметры кипящей жидкости берут при конечной концентрации раствора, а в пленочных аппаратах — при средней концентрации.

* Обычно выполняют 2—3 приближения, а затем строят графическую зависимость удельной тепловой нагрузки q' и q'' от Δt_1 . В точке пересечения линий $q' = f(\Delta t_1)$ и $q'' = f(\Delta t_1)$ определяется значение величины Δt_1 (рис. 6.4).

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата определяется по формуле

$$F = Q / (K \Delta t_{\text{полт}}). \quad (6.33)$$

Для непрерывных процессов $\tau = 1$.

Конструктивный расчет выпарного аппарата. Задачами конструктивного расчета выпарного аппарата являются: определение числа труб греющей камеры, выбор схемы размещения труб в трубной решетке, определение диаметра корпуса, размеров парового пространства.

1. Число труб греющей камеры:

$$n = F / (\pi dL). \quad (6.34)$$

Длину L и диаметр d труб выбирают по стандартам, причем для вязких и кристаллизующихся растворов принимают большие диаметры. Для расчета принимают диаметр трубы с той стороны (наружный или внутренний), где термическое сопротивление ($r = 1/\alpha_i$) больше.

2. Внутренний диаметр обечайки греющей камеры D_k при размещении труб по вершинам равносторонних треугольников (наиболее компактный вариант) определяется следующим образом:

а) для аппаратов с центральной циркуляционной трубой и подвесной греющей камерой.

$$D_k = \sqrt{(1,27nt^2 \sin \alpha/\psi) + (d_\tau + 2t)^2}, \quad (6.35)$$

где d_τ — диаметр центральной циркуляционной трубы или трубы для подачи пара, м; t — шаг между трубами, м; $\psi = 0,7 \div 0,9$ — коэффициент использования трубной решетки;

б) для аппаратов с выносной нагревательной камерой или выносной циркуляционной трубой

$$D_k = \sqrt{1,27 \sin \alpha t^2 n / \psi}. \quad (6.36)$$

Найденное значение D_k не должно быть меньше соответствующей величины по ГОСТ 11987—81.

3. Диаметр циркуляционной трубы:

а) для аппаратов с кипением раствора в трубах греющей камеры

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{(0,3 \div 0,6) d_{\text{вн}}^2 n}, \quad (6.37)$$

где $d_{\text{вн}}$ — внутренний диаметр кипяtilных труб, м;

б) для аппаратов с вынесенной зоной кипения или аппаратов с принудительной циркуляцией

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{(0,9 \div 1,5) d_{\text{вн}}^2 n}. \quad (6.38)$$

Площадь сечения внутренней циркуляционной трубы составляет 25—35 % суммарной площади сечения всех трубок (при

вынесенной зоне кипения площадь сечения циркуляционной трубы обычно значительно больше). При расчете желательно не превышать значения D_c , чтобы не увеличивать диаметр греющей камеры.

4. Объем парового пространства (сепаратора) выпарного аппарата:

$$V_c = W/W', \quad (6.39)$$

где W' — допустимое напряжение парового пространства, кг/(м³·ч).

Допустимое напряжение парового пространства зависит от давления в аппарате и способа ввода парожидкостной смеси. При вводе парожидкостной смеси в паровое пространство ниже уровня раствора (например, в выпарном аппарате с уровнем раствора выше кипятильных труб) допустимые напряжения меньше, чем в случае ввода смеси над уровнем раствора.

Значение W' приближенно определяется по формуле [2]

$$W' = f_1 f_2 W_{\text{атм}}. \quad (6.40)$$

Здесь $W_{\text{атм}}$ — значение допускаемого напряжения парового пространства при $p = 0,1$ МПа, составляющее для чистой воды 2600 кг/(м²·ч), для растворов солей — 1000 кг/(м²·ч). Для концентрированных пенящихся растворов $W_{\text{атм}}$ уменьшают примерно в два раза.

Значения f_1 в зависимости от давления:

Абсолютное давление, МПа	0,04	0,06	0,08	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,4
f_1	0,85	0,87	0,92	1	1,35	1,7	2,05	2,4	3,1

Значения f_2 в зависимости от уровня H раствора над точкой ввода парожидкостной смеси в паровое пространство:

H , м	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,3	0,4	0,5
f_2	1	0,83	0,69	0,59	0,51	0,4	0,32	0,27

Объем парового пространства выпарного аппарата должен обеспечивать достаточно полное отделение от вторичного пара капелек упариваемого раствора во избежание потери раствора и загрязнения конденсата последующего корпуса (в многокорпусных установках) или загрязнения воды в барометрическом конденсаторе.

С повышением скорости движения пара увеличивается подъемная скорость и унос жидкости. Когда скорость движения пара больше скорости витания капли, последняя поднимается и уносится паром при любой высоте парового пространства.

Скорость витания капли определяется по формуле [8]:

$$\omega_{\text{вит}} = \sqrt{4g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})d_k / (3\xi\rho_{\text{п}})}, \quad (6.41)$$

где d_k — диаметр капли, м; $\rho_{\text{ж}}$ и $\rho_{\text{п}}$ — плотность соответственно жидкости и пара, кг/м³; ξ — коэффициент сопротивления.

При $0,2 < Re = \omega_{\text{п}} d_k \rho_{\text{п}} / \mu_{\text{п}} < 500$ коэффициент $\xi = 18,5/Re^{0,6}$, при $500 < Re < 15 \cdot 10^4$ коэффициент $\xi = 0,44$.

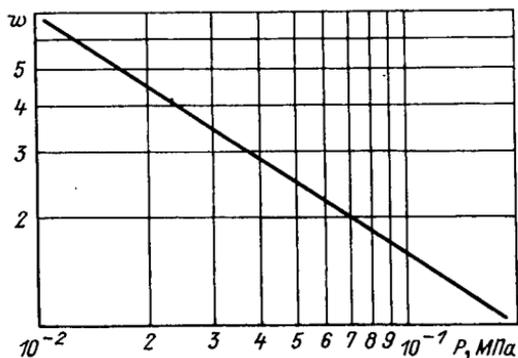


Рис. 6.5 Зависимость допустимой скорости пара w (в м/с) в сепараторе от абсолютного давления

Скорость пара в паровом пространстве:

$$w_n = W / (\rho_n \cdot 0,785D_c^2), \quad (6.42)$$

где D_c — диаметр сепаратора, м (может быть принят равным диаметру греющей камеры или большей величины, но в пределах диаметра сепаратора по ГОСТ 11987—81).

Скорость пара в паровом пространстве (по сечению сепаратора) не должна превышать 2 м/с при атмосферном давлении и 7 м/с при $p = 0,01$ МПа (рис. 6.5).

Высоту парового пространства определяют по формуле

$$H = 4V_c / (\pi D_c^2). \quad (6.43)$$

Найденное значение H не должно превышать высоту парового пространства по ГОСТ 11987—81.

Высоту парового пространства в аппаратах с соосной греющей камерой можно определить, используя номограмму ЦКТИ [8], с помощью которой, зная абсолютное давление вторичного пара $p_{в.п.}$, скорость выхода пара из кипяtilьных труб $w_{тр}$ и диаметр сепаратора D_c , можно найти допускаемую нагрузку q (в т/(м·ч)) на единицу длины парового пространства.

В соответствии с этим высота парового пространства будет равна:

$$H_c = W / q'. \quad (6.44)$$

Скорость выхода пара из кипяtilьных труб:

$$w_{тр} = W / (\rho_{п} f), \quad (6.45)$$

где $f = \pi d_{вн}^2 n / 4$ — суммарная площадь сечения кипяtilьных труб, м².

В случае пенящегося раствора величина допускаемой нагрузки q должна быть уменьшена в 1,5—3 раза. Растворы, склонные к пенообразованию, обладают высокой вязкостью и низким значением поверхностного натяжения, т. е. они образуют тонкие и стойкие пленки вокруг пузырьков водяного пара.

5. Толщина трубной решетки зависит от давления рабочих сред, диаметра корпуса и труб. Минимальная толщина стальной решетки равна:

$$s_{мин} = (d_{нар} / 8) + 5 \text{ мм}, \quad (6.46)$$

где $d_{нар}$ — наружный диаметр трубки, мм.

6.2.2. Расчет вспомогательного оборудования

Расчет барометрического конденсатора. Создание вакуума в выпарных аппаратах, работающих под разрежением, достигается путем конденсации образующихся вторичных паров. Конденсация пара может осуществляться либо в поверхностных конденсаторах, либо в конденсаторах смешения.

В поверхностных конденсаторах получающийся конденсат не смешивается с охлаждающей жидкостью. Такие конденсаторы применяются либо тогда, когда необходимым условием является получение чистого конденсата, либо тогда, когда в конденсате имеются химически агрессивные или вредные вещества, сброс которых в канализацию или использование для технических нужд представляет опасность. В остальных случаях находят применение более простые и дешевые конденсаторы смешения.

Расчет поверхностных конденсаторов аналогичен расчету поверхностных теплообменников (см. гл. 5). В данном разделе представлен расчет конденсатора смешения.

Расход охлаждающей воды определяют из уравнения теплового баланса:

$$G_{\text{в}} = W \frac{(i_{\text{п}} - c_{\text{в}} t_{\text{конд}})}{c_{\text{в}} (t_2 - t_1)}. \quad (6.47)$$

Здесь $i_{\text{п}}$ — удельная энтальпия поступающего пара; $c_{\text{в}}$ — удельная теплоемкость воды; $t_{\text{конд}} = t_2$ — температура конденсата; t_1 и t_2 — начальная и конечная температура охлаждающей воды.

Диаметр и высота барометрического конденсатора. Диаметр конденсатора определяется из уравнения расхода:

$$D_{\text{б.к}} = \sqrt{4Wv/(\pi\omega_{\text{п}})}, \quad (6.48)$$

где v — удельный объем поступающего пара, $\text{м}^3/\text{кг}$; $\omega_{\text{п}}$ — скорость движения пара в конденсаторе (принимают равной 15—25 м/с).

Полученное значение $D_{\text{б.к}}$ округляют до стандартного по ОСТ 26717—73, в соответствии с которым выбирают все размеры конденсатора.

Расчет числа тарелок и высоты конденсатора на основе теплового расчета приведен в [6.2].

Упрощенный расчет можно проводить, принимая расстояние между тарелками одинаковыми для всех тарелок, а количество воды, стекающий с каждой тарелки, принимать равным $G_{\text{в}} + W$.

Высота конденсатора определяется по формуле

$$H = (n + 1) h, \quad (6.49)$$

где n — число тарелок; h — расстояние между тарелками, которое выбирается в пределах 350—550 мм.

Число тарелок можно определить по формуле

$$n = 1g \frac{T - t_1}{T - t_2} / 1g \frac{T - t'}{T - t''}. \quad (6.50)$$

Здесь T — температура конденсации; t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры охлаждающей воды; t' и t'' — температура воды на входе и выходе с каждой ступени;

$$1g \frac{T - t'}{T - t''} = 0,029 \left(\frac{gd_3}{w_0^2} \right)^{0,2} \left(\frac{H'}{d_3} \right)^{0,7} = \frac{0,029}{Fr^{0,2}} \left(\frac{H'}{d_3} \right)^{0,7}; \quad (6.51)$$

H' — высота падения струи, равная примерно двум расстояниям между тарелками; $Fr = w_0^2 / (gd_3)$ — критерий Фруда; d_3 — эквивалентный диаметр струи

$$d_3 = 2b\delta / (b + \delta); \quad (6.52)$$

$b = (D_{\text{б.к.}}/2) + 50$ мм — ширина тарелки; $\delta = (G_b + W) / (w_{\text{ср}} \rho_b b)$ — средняя толщина струи; w_0 — начальная скорость истечения струи, определяемая по формуле

$$w_0 = V / (bh'); \quad (6.53)$$

h' — высота слоя воды на тарелке, м; V — расход воды, м³/с.

Величина h' определяется из формулы водослива

$$h' = \left(\frac{V}{0,42b \sqrt{2g}} \right)^{0,67}. \quad (6.54)$$

Средняя скорость струи, стекающей с тарелки, $w_{\text{ср}}$ определяется по формуле

$$w_{\text{ср}} = \frac{w_0 + \sqrt{w_0^2 + 2gH}}{2}. \quad (6.55)$$

Расчет размеров барометрической трубы. Диаметр барометрической трубы определяется по уравнению

$$d_{\text{б.т.}} = 1,13 \sqrt{(G_b + W) / (\rho w)}, \quad (6.56)$$

где w — скорость воды в трубе, которую принимают равной 0,5—2 м/с.

Высота барометрической трубы:

$$H_{\text{б.т.}} = \frac{B}{\rho_b g} + \left(1 + \sum \xi + \lambda \frac{H_{\text{б.т.}}}{d_{\text{б.т.}}} \right) \frac{w^2}{2g} + 0,5. \quad (6.57)$$

Здесь λ — коэффициент сопротивления; $\sum \xi$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений на входе и выходе из трубы; 0,5 — высота, прибавляемая на случай увеличения атмосферного давления или колебания разрежения для предотвращения конденсатора от захлебывания.

Расчет вакуум-насоса. Количество воздуха, отсасываемого из барометрического конденсатора, можно рассчитать по эмпирическим формулам:

1) для поверхностных конденсаторов

$$G_{\text{возд}} = 0,000025W + 0,01W; \quad (6.58)$$

2) для конденсаторов смешения

$$G_{\text{возд}} = 0,000025 (W + G_n) + 0,01W; \quad (6.59)$$

где 0,000025 — предполагаемое количество воздуха, которое вносят в конденсатор 1 кг охлаждающей воды и конденсата, кг; 0,01 — величина подсосов воздуха, приходящаяся на каждый килограмм конденсата по практическим данным, кг.

Объем отсасываемого воздуха при заданных температурных условиях работы конденсатора:

$$V_{\text{возд}} = 287T_{\text{возд}}G_{\text{возд}}/p_{\text{возд}}, \quad (6.60)$$

где $T_{\text{возд}}$ — температура воздуха, К; $p_{\text{возд}}$ — парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе, Па; 287 — универсальная газовая постоянная для воздуха, Дж/(кг·К).

Температура воздуха для поверхностных конденсаторов принимается равной конечной температуре охлаждающей воды. Для конденсатора смешения используется эмпирическая формула

$$T_{\text{возд}} = 273 + t_n + 4 + 0,1(t_k - t_n). \quad (6.61)$$

Здесь t_n и t_k — начальная и конечная температура воды. Конечную температуру воды принимают не менее чем на 3 °С ниже температуры конденсации вторичного пара.

Парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе:

$$p = p_{\text{б.к}} - p_{\text{п}}, \quad (6.62)$$

где $p_{\text{б.к}}$ — абсолютное давление в барометрическом конденсаторе, Па; $p_{\text{п}}$ — давление насыщенного водяного пара при температуре воздуха, Па.

Мощность, потребляемая вакуум-насосом, определяется по уравнению (3.23).

6.2.3. Расчет многокорпусной выпарной установки

Расчет многокорпусной выпарной установки осуществляется по той же схеме, что и для однокорпусной установки, но, кроме того, необходимо провести следующие дополнительные расчеты: 1) определить количество воды, выпариваемой по корпусам; 2) определить промежуточные концентрации растворов по корпусам; 3) определить расход греющего пара по корпусам с учетом отбора экстра-пара; 4) распределить полезную разность температур по корпусам.

Расчет выполняется с учетом следующих допущений: температура конденсата, уходящего из корпуса, равна температуре греющего пара; вторичный пар получается сухой и насыщенный; давление вторичного пара при переходе из корпуса в корпус не изменяется, т. е. температура пара не уменьшается; отсутствует вскипание раствора при переходе его из аппарата в аппарат; теплота дегидратации столь мала, что ею можно пренебречь;

теплота конденсата предыдущей ступени не используется в последующих аппаратах выпарной установки; концентрацию кипящего раствора принимают равной конечной в данном корпусе и, следовательно, температуру кипения раствора определяют при конечной концентрации.

Так как расчет многокорпусной установки довольно сложен, то его обычно выполняют методом последовательных приближений.

Рассмотрим первое приближение.

1. Общее количество выпариваемой воды в установке:

$$W = G_n (1 - x_n/x_k). \quad (6.63)$$

2. Распределение выпаренной воды по корпусам выполняют предварительно на основе следующих рекомендаций:

— для двухкорпусной установки $W_1 : W_2 = 1,0 : 1,17$;

— для трехкорпусной установки $W_1 : W_2 : W_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2$.

Исходя из этого, количества выпариваемой воды по корпусам будет соответствовать (например, для трехкорпусной установки)

$$W_1 = \frac{W \cdot 1,0}{1 + 1,1 + 1,2}; \quad W_2 = \frac{W \cdot 1,1}{1 + 1,1 + 1,2}; \quad W_3 = \frac{W \cdot 1,2}{1 + 1,1 + 1,2}. \quad (6.64)$$

В случае отбора экстра-пара необходимо из общего количества выпариваемой воды вычесть количество отбираемого из корпусов установки экстра-пара, распределить оставшееся количество выпариваемой воды по корпусам согласно вышеприведенных рекомендаций. Количество выпаренной воды по корпусам в данном случае равно:

$$W_i = W'_i + E. \quad (6.65)$$

Расчет установки с отбором экстра-пара приведен в [2].

Здесь приводится методика расчета без учета отбора экстра-пара.

3. Расчет концентраций упариваемого раствора по корпусам.

Концентрация растворов, выходящих из каждого корпуса, определяется по уравнениям:

для 1-го корпуса

$$x_1 = G_n x_n / (G_n - W_1); \quad (6.66)$$

для 2-го корпуса

$$x_2 = G_n x_n / (G_n - W_1 - W_2); \quad (6.67)$$

для i -го корпуса

$$x_i = G_n x_n / (G_n - W_1 - W_2 - \dots - W_i). \quad (6.68)$$

Поскольку количество растворенного вещества при упаривании остается постоянным, конечная концентрация раствора

в предыдущем корпусе равна начальной концентрации раствора в последующем корпусе. Концентрация раствора в последнем корпусе должна быть равной заданной.

4. Определение температуры кипения растворов.

4.1. В аппаратах с естественной и принудительной циркуляцией температура кипения раствора по корпусам равна:

$$t_{\text{кип}_i} = t_{\text{в. п.}_i} + \Delta'_i + \Delta''_i + \Delta'''_i = t_{\text{в. п.}_i} + \Delta_i. \quad (6.69)$$

4.2. В пленочных выпарных аппаратах гидростатическую депрессию не учитывают. Температуру кипения в этих аппаратах находят как среднюю между температурами кипения растворов с начальной и конечной концентрациями при давлении в данном корпусе.

4.3. Для определения температуры вторичного пара по корпусам необходимо определить давление вторичного пара в каждом корпусе.

Общий перепад давлений в установке:

$$\Delta p_{\text{общ}} = p_{\text{г. п.}} - p_{\text{б. к.}} \quad (6.70)$$

Предварительно распределяют перепад давлений между корпусами поровну:

$$\Delta p_i = \Delta p_{\text{общ}}/i. \quad (6.71)$$

Тогда абсолютные давления по корпусам будут равны: $p_1 = p_{\text{г. п.}} - \Delta p_{\text{общ}}/i$; $p_2 = p_1 - \Delta p_{\text{общ}}/i$; $p_i = p_{i-1} - \Delta p_{\text{общ}}/i$.

По вычисленным давлениям паров находим [4] их температуры, энтальпии, теплоты парообразования.

4.4. Определение гидродинамической депрессии. Гидродинамическая депрессия обусловлена потерей давления пара на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус, через ловушки в аппаратах. При расчете принимают $\Delta''' = 1,0 \div 1,5^\circ\text{C}$.

Тогда температуры вторичного пара в корпусах равны:

$$t_{\text{в. п.}_i} = t'_{\text{в. п.}_i} + \Delta'''_i. \quad (6.72)$$

По температурам вторичного пара находят их давления $p_{\text{в. п.}}$ [4].

4.5. Определение гидростатической депрессии. Гидростатическая депрессия обусловлена разностью давлений в среднем слое кипящего раствора и на его поверхности. Давление в среднем слое кипящего раствора $p_{\text{ср}_i}$ каждого корпуса определяется по уравнению

$$p_{\text{ср}_i} = p_{\text{в. п.}_i} + \rho_p g H_{\text{онт}}/2. \quad (6.73)$$

Здесь $H_{\text{онт}} = H[0,26 + 0,0014(\rho_p - \rho_v)]$ — оптимальный уровень раствора в трубах; ρ_p и ρ_v — плотности раствора (при конечной концентрации в

аппарате) и воды при температуре кипения (так как температуры кипения заранее неизвестны, можно с достаточной степенью точности расчета при определении $p_{ср}$ и $H_{отг}$ использовать плотности при температуре вторичного пара в аппаратах); $H = l$ — высота труб. Величина $p = \rho_p g H_{отг}/2$ — повышение гидростатического давления.

По найденным величинам давления $p_{ср_i}$ в каждом корпусе находят по таблицам [4] соответствующие им температуры кипения и теплоты испарения растворителя (воды).

Гидростатическая депрессия по корпусам определяется как

$$\Delta''_i = t_{ср_i} - t_{в.п_i}. \quad (6.74)$$

4.6. Определение температурной депрессии по корпусам:

$$\Delta'_i = 16,2 T_i^2 \Delta'_{атм_i} / r_i, \quad (6.75)$$

где T — температура паров в среднем слое кипяtilьных труб, К; r — теплота испарения воды при данном давлении $p_{ср}$; $\Delta'_{атм}$ — температурная депрессия при атмосферном давлении [2; 4; 11].

5. Расчет полезной разности температур

Общая полезная разность температур для всей установки:

$$\Delta t_{пол.общ} = T_{г.п} - t_{б.к} - \sum \Delta = T_{г.п} - t_{б.к} - (\sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta'''). \quad (6.76)$$

Полезная разность температур по корпусам:

$$\Delta t_{пол_i} = T_{г.п_i} - t_{кип_i}. \quad (6.77)$$

6. Определение тепловых нагрузок по корпусам.

Расход теплоты в любом i -м корпусе без учета теплоты дегидратации:

$$Q_i = W_i J_i + G_{к_i} c_{к_i} t_{к_i} - G_{н_i} c_{н_i} t_{н_i} + Q_{пот}. \quad (6.78)$$

Здесь Q_i — теплота, отданная греющим паром в i -м корпусе (греющим паром последующих корпусов установки является вторичный пар предыдущих корпусов); $Q_{пот}$ — потери теплоты окружающую среду (тепловые потери 1-го корпуса принимают равными 5% от Q_i , 2-го и 3-го корпусов — 3% от Q_i).

Подставив в формулу (6.78) $G_{к} = G_{н} - W$ и перегруппировав члены уравнения, получают уравнение теплового баланса i -го корпуса:

$$Q_i = G_{н_i} (c_{к_i} t_{к_i} - c_{н_i} t_{н_i}) + W_i (J_i - c_{к_i} t_{к_i}) + Q_{пот}. \quad (6.79)$$

Для трехкорпусной установки расход греющего пара в 1-й корпус, количество выпаренной воды и тепловые нагрузки по корпусам определяются путем совместного решения уравнений тепловых балансов типа (6.14), (6.15) или (6.79) по кор-

пусам и уравнения баланса по воде для всей установки. Например,

$$Q_1 = G_{г. и г. п} = [G_n (c_{к_1} t_{к_1} - c_{н_1} t_{н_1}) + W_1 (J_1 - c_{к_1} t_{к_1})] \cdot 1,05; \quad (6.80)$$

$$Q_2 = W_1 r_1 = [(G_n - W_1) (c_{к_2} t_{к_2} - c_{к_1} t_{к_1}) + W_2 (J_2 - c_{к_2} t_{к_2})] \cdot 1,03; \quad (6.81)$$

$$Q_3 = W_2 r_2 = [(G_n - W_1 - W_2) (c_{к_3} t_{к_3} - c_{к_2} t_{к_2}) + W_3 (J_3 - c_{к_3} t_{к_3})] \cdot 1,03; \quad (6.82)$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3, \quad (6.83)$$

где 1,05; 1,03 — коэффициенты, учитывающие потери теплоты по корпусам в окружающую среду.

Отклонения вычисленных нагрузок по испаряемой влаге в каждом корпусе от предварительно принятых не должно превышать 3 %, при больших отклонениях пересчитывают концентрации и $t_{кип}$ по корпусам, принимая новые нагрузки аппаратов по выпаренной воде.

7. Расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам выполняется аналогично расчетам, приведенным в гл. 5.

8. Распределение полезной разности температур.

Исходя из условия равной поверхности выпарных аппаратов, обеспечивающего возможность применения стандартных взаимозаменяемых аппаратов, полезная разность температур распределяется по корпусам в соответствии со следующим уравнением:

$$\Delta t_{пол_i} = \sum \Delta t_{пол} \frac{Q_i/K_i}{\sum Q_i/K_i}. \quad (6.84)$$

9. Определение площади поверхности теплопередачи выпарных аппаратов выполняют по уравнению

$$F_i = Q_i / (K_i \Delta t_{пол_i}). \quad (6.85)$$

По рассчитанным площадям поверхностей теплопередачи выбирают выпарные аппараты по ГОСТ 11971—81. Если принятые значения F значительно отличаются от $F_{ор}$ (более 5 %), необходимо внести коррективы на изменение конструктивных размеров аппаратов (диаметра, числа и длины труб).

По окончании расчета уточняют температуры вторичных паров и давления по корпусам:

Корпус	Температура, °С	
	кипения	вторичного пара
1	$t_{кип_1} = t_{г. п_1} - \Delta t_{пол_1}$	$t_{в. п_1} = t_{кип_1} - \Lambda'_1 - \Lambda''_1$
2	$t_{кип_2} = t_{г. п_2} - \Delta t_{пол_2}$	$t_{в. п_2} = t_{кип_2} - \Lambda'_2 - \Lambda''_2$
...
i	$t_{кип_i} = t_{г. п_i} - \Delta t_{пол_i}$	$t_{в. п_i} = t_{кип_i} - \Lambda'_i - \Lambda''_i$

По таблицам [4] определяют давления вторичных паров, соответствующие уточненным температурам вторичных паров.

Если при сравнении распределенных из условия равенства поверхностей теплопередачи и предварительно рассчитанных значений полезных разностей температур различия между ними превысят 5 %, необходимо заново распределить температуры, давления между корпусами установки. В основу этого перераспределения температур (давлений), должны быть положены полезные разности температур, найденные из условия равенства поверхностей теплопередачи аппаратов. Принимая при уточненном расчете площади поверхности теплопередачи (второе приближение) такие же значения Δ' , Δ'' , Δ''' для каждого корпуса, как и в первом приближении, получим после перераспределения температур (давлений) параметры растворов и паров по корпусам.

1. Производительность по испаряемой воде W , кг/с.
2. Концентрация растворов x , % (см. материальный баланс).
3. Температура греющего пара в 1-й корпус, °С (задана).
4. Полезная разность температур $\Delta t_{\text{пол}}$, °С.
5. Температура кипения раствора, °С:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{г. п}} - \Delta t_{\text{пол}}$$

6. Температура вторичного пара, °С:

$$t_{\text{в. п}} = t_{\text{кип}} - \Delta' - \Delta''$$

7. Давление вторичного пара $p_{\text{в. п}}$, МПа.
8. Температура греющего пара:

$$t_{\text{г. п}_i} = t_{\text{в. п}_{i-1}} - \Delta'''$$

Полученные параметры растворов и паров применяют при расчете тепловых нагрузок, коэффициентов теплопередачи, распределения полезной разности температур.

Если различия между полезными разностями температур по корпусам в 1-м и 2-м приближениях превышают 5 %, необходимо выполнить следующее, 3-е приближение, взяв за основу расчета $\Delta t_{\text{пол}}$ из 2-го приближения и т. д. до совпадения полезных разностей температур.

Схему расчета многокорпусной прямоточной вакуум-выпарной установки см. на рис. 6.11.

6.3. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК

6.3.1. Расчет однокорпусной выпарной установки

Схема однокорпусной выпарной установки показана на рис. 6.6. Исходный разбавленный раствор из сборника 11 центробежным насосом 10 подается в теплообменник 12, где подогревается до температуры, близкой к температуре кипения, а затем в выпарной аппарат 9, из которого упаренный раствор поступает в сборник 7, откуда центробежным насосом 8 подается потребителю. Выпарной аппарат и теплообменник обогреваются греющим паром, поступающим из котельной.

Вакуум в выпарном аппарате создается за счет конденсации вторичных паров, поступающих в низ выпарного аппарата, при их охлаждении водой в барометрическом конденсаторе 3 и отсоса неконденсирующихся газов вакуум-насосом 5. Для исключения попадания в вакуум-насос капель воды перед ним устанавливается ловушка 2. Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора при помощи барометрической трубы с гидрозатвором 4. Конденсат греющих паров из выпарного аппарата и теплообменника выводится через конденсатоотводчики и направляется в котельную или на технологические нужды.

Схема автоматизирована. Система управления выпарной установкой должна обеспечить необходимую производительность установки при заданной концентрации конечного продукта. В связи с этим основными регулируемые параметрами являются: 1) концентрация готового продукта; 2) температура исходного раствора после теплообменника 12 перед подачей его в выпарной аппарат; 3) уровень в выпарном аппарате.

Системы автоматического регулирования работают следующим образом. При увеличении, например, подачи исходного раствора уменьшится температура раствора после теплообменника 12, увеличится уровень раствора в выпарном аппарате 9. Для стабилизации температуры раствора регулятор температуры даст сигнал на увеличение расхода греющего пара в теплообменник 12. Для уменьшения уровня раствора в выпарном аппарате регулятор расхода упаренного раствора даст сигнал, изменится положение дроссельной заслонки на трубопроводе таким образом, что увеличится отбор раствора из выпарного аппарата. Это может привести к снижению концентрации упаренного раствора. Для ее стабилизации при помощи регулятора концентрации увеличится подача греющего пара в выпарной аппарат.

В связи с увеличением подачи исходного раствора увеличится количество вторичного пара, поступающего в барометрический конденсатор 3, повысится температура воды в барометрической трубе, уменьшится вакуум в системе. Для стабилизации температуры воды в барометрической трубе при помощи регулятора температуры возрастет подача оборотной воды в барометрический конденсатор для конденсации вторичного пара, в результате чего увеличится вакуум в системе. Для создания более глубокого вакуума необходимо открыть полностью задвижку перед вакуум-насосом или включить дополнительный вакуум-насос.

Схемой автоматизации предусмотрена стабилизация уровней жидкости в сборниках.

В процессе выпаривания контролируются расходы, давления, температуры технологических потоков при помощи контрольно-измерительных приборов (КИИ).

Задание на проектирование. Спроектировать однокорпусную выпарную установку для концентрирования $G_n = 18\,000$ кг/ч (5 кг/с) водного раствора нитрата аммония от начальной массовой концентрации $x_n = 10\%$ до конечной $x_k = 60\%$ при следующих условиях:

- 1) обогрев осуществляется насыщенным водяным паром давлением $p_{г. п} = 0,157$ МПа;
- 2) абсолютное давление в паровом пространстве выпарного аппарата $p_{в. к} = 0,0196$ МПа;
- 3) температура раствора, поступающего на установку, $t_0 = 20^\circ\text{C}$;
- 4) температура раствора, поступающего в выпарной аппарат $t_1 = 60^\circ\text{C}$;
- 5) начальная температура охлаждающей воды $t = 12^\circ\text{C}$;
- 6) температура смеси охлаждающей воды и конденсата, выходящей из барометрического конденсатора, ниже температуры конденсации на $\Delta t = 5^\circ\text{C}$;
- 7) выпарной аппарат — с выносной нагревательной камерой тип 1, исполнение 2.

1. Материальный баланс.

Количество выпаренной воды определяется по формуле (6.3):

$$W = 5/(1 - 10/60) = 4,165 \text{ кг/с.}$$

Количество упаренного раствора:

$$G_k = 5 - 4,165 = 0,835 \text{ кг/с.}$$

2. Тепловой расчет.

2.1. Определение температуры кипения раствора.

Температура кипения раствора определяется по формуле (6.4).

Температура вторичного пара, поступающего из выпарного аппарата в барометрический конденсатор при $p = 0,0196$ МПа, равна $59,7^\circ\text{C}$ [4].

На основании практических рекомендаций принимаем гидравлическую депрессию $\Delta''' = 1^\circ\text{C}$. Тогда температура вторичного пара в выпарном аппарате равна:

$$t'_n = 59,7 + 1 = 60,7^\circ\text{C.}$$

Этой температуре соответствует давление $p'_n = 0,0207$ МПа, теплота парообразования $r = 2355,54$ кДж/кг [4].

Гидростатическую депрессию Δ'' определяем следующим образом.

Определяем высоту оптимального уровня раствора в кипятильных трубах (см. стр. 135).

Для выбора значения высоты трубы H ориентировочно определяется площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата F_{op} (формула (6.11)). При кипении водных растворов солей удельная тепловая нагрузка для аппаратов с естественной циркуляцией $q = 20\,000 \div 50\,000$ Вт/м². Принимаем $q = 30\,000$ Вт/м². Тогда

$$F_{op} = 4,165 \cdot 2355,54 \cdot 10^3 / 30\,000 = 327 \text{ м}^2.$$

По ГОСТ 11987—81 принимаем выпарной аппарат со следующей характеристикой: поверхность теплообмена 355 м²; длина труб 5 м; диаметр труб 38×2 мм; шаг между трубами 48 мм; материал труб — сталь Х18Н10Т.

Ориентировочно принимаем температуру кипения раствора в аппарате на 20°C больше температуры вторичного пара, т.е. $t_{кип} \approx 80^\circ\text{C}$. Следовательно,

$$h_{ур} = [0,26 + 0,0014 (1223 - 972)] \cdot 5 = 3,06 \text{ м,}$$

где 1223 и 972 кг/м³ плотность соответственно раствора и воды при 80°C .

Увеличение давления в среднем слое раствора:

$$\Delta p_r = 1223 \cdot 9,81 \cdot 3,06 / 2 = 18\,338 \text{ Па} = 0,0183 \text{ МПа.}$$

Таким образом, давление в среднем слое кипятильных труб:

$$p_{cp} = 0,0207 + 0,0183 = 0,039 \text{ МПа.}$$

Этому давлению соответствует температура кипения воды $t = 75,4^\circ\text{C}$ и теплота парообразования $r = 2320$ кДж/кг [4].

Следовательно, гидростатическая депрессия равна:

$$\Delta'' = 75,4 - 60,7 = 14,7^\circ\text{C.}$$

Температурная депрессия определяется по формуле (6.75):

$$\Delta' = 16,2 (273 + 75,4)^2 \cdot 13,57 / (2320 \cdot 10^3) = 11,5^\circ\text{C,}$$

где $\Delta_{атм} = 13,57^\circ\text{C}$ — температурная депрессия 60% раствора при атмосферном давлении [4].

Температура кипения раствора (формула (6.4)):

$$t_p = 59,7 + 11,5 + 14,7 + 1 = 86,9^\circ\text{C.}$$

2.2. Полезная разность температур (формула (6.17)):

$$\Delta t_{пол} = 112,7 - 86,9 = 25,8^\circ\text{C.}$$

2.3. Расход греющего пара $G_{г.п}$ определяем из уравнения теплового баланса (формула (6.14)),

$$G_{г.п} = \frac{4,165 \cdot 2607 \cdot 10^3 + 0,835 \cdot 2618,1 \cdot 86,9 - 5 \cdot 3866 \cdot 60}{0,95 \cdot 2227 \cdot 10^3} = 5,77 \text{ кг/с,}$$

где $i = 2607$ кДж/кг — энтальпия вторичного пара [4]; $c_n = 3866$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость 10 % раствора [2.5]; $c_k = 2618,1$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость упаренного раствора [2.5]; $r_{г.п} = 2227$ кДж/кг — удельная теплота парообразования воды при $p_{г.п} = 0,157$ МПа [4]; 0,95 — коэффициент, учитывающий 5 % потерь теплоты.

Тепловая нагрузка греющей камеры:

$$Q = 5,77 \cdot 2227 \cdot 10^3 = 12\,849,8 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

2.4. Расчет коэффициента теплопередачи.

Число труб греющей камеры определяется по формуле (6.34):

$$n = 355 / (3,14 \cdot 0,038 \cdot 5) = 595.$$

Плотность стекания конденсата по наружной поверхности труб определяется по формуле (5.60):

$$\Gamma = 5,77 / (595 \cdot 3,14 \cdot 0,038) = 0,0813 \text{ кг/(м} \cdot \text{с).}$$

Критерий $Re_{пл}$ для пленки конденсата определяется по формуле (5.59):

$$Re_{пл} = 4 \cdot 0,0813 / (0,251 \cdot 10^{-3}) = 1295,6,$$

где $\mu = 0,251 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости воды при температуре конденсации $t = 112,7^\circ\text{C}$ [4].

Приведенная толщина пленки:

$$\delta_{пр} = [(0,251 \cdot 10^{-3})^2 / (948,5^2 \cdot 9,81)]^{0,33} = 0,215 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Здесь $\rho = 948,5$ кг/м³ — плотность воды при температуре конденсации $t = 112,7^\circ\text{C}$ [4].

Так как $Re_{пл} > 400$, то значение $Nu_{пл}$ определяем по формуле (5.58):

$$Nu_{пл} = \frac{1295,6}{\frac{6,25 (1295,6 - 400)}{1,56^{0,33}} + 1580} = 0,202,$$

где $P_r = 1,56$ — критерий Праудтля для воды при температуре $t = 112,7^\circ\text{C}$ [4].

Коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующегося водяного пара к стенкам труб (формула (5.61)):

$$\alpha_1 = 0,202 \cdot 0,685 / (0,215 \cdot 10^{-4}) = 6435,8 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Коэффициент теплоотдачи α_2 от стенки к кипящему раствору определяем в среднем слое раствора (формула (5.63)).

Константы раствора при температуре кипения [2.5]: $\rho = 1215,6$ кг/м³; $\mu = 0,782 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\lambda = 0,4247$ Вт/(м·К); $c = 2618,1$ Дж/(кг·К); $\sigma = 71,0 \cdot 10^{-3}$ Н/м.

Свойства водяного пара при $p = 0,039$ МПа [4]: $r = 2292,4 \cdot 10^3$ Дж/кг; $\rho_n = 0,38$ кг/м³.

Плотность водяного пара при $p = 0,1$ МПа $\rho_0 = 0,579$ кг/м³. Следовательно,

$$\alpha_2 = 780 \frac{0,4274^{1,3} \cdot 1215,6^{0,5} \cdot 0,38^{0,06} q^{0,6}}{0,071^{0,5} \cdot 2\,292\,400^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 2618,1^{0,3} (0,782 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 5,634 q^{0,6}.$$

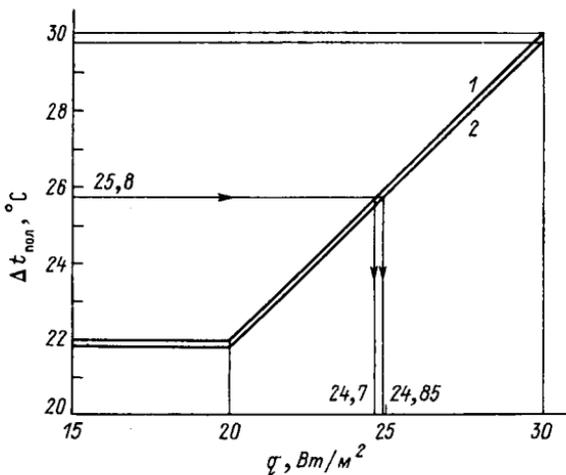


Рис. 6.7. Определение удельной тепловой нагрузки выпарного аппарата

Коэффициент теплопередачи определяется по формуле (5.21):

$$K = \frac{1}{1/6435,8 + 0,002/16,4 + 1/5000 + 1/5800 + 1/5,634q^{0,6}} = \\ = 1/(0,6335 \cdot 10^{-3} + 0,1775/q^{0,6}) \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где $\delta_{\text{тр}} = 0,002 \text{ м}$ — толщина стенки труб; $\lambda_{\text{тр}} = 16,4 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности стали X18H10T; $1/r_{\text{з1}} = 5000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ — тепловая проводимость загрязнений со стороны раствора; $1/r_{\text{з2}} = 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ — тепловая проводимость загрязнений со стороны пара.

Удельная тепловая нагрузка

$$q = \Delta t_{\text{пол}} K = \frac{\Delta t_{\text{пол}}}{0,6335 \cdot 10^{-3} + 0,1775/q^{0,6}} \text{ Вт}/\text{м}^2,$$

отсюда

$$\Delta t_{\text{пол}} = 0,6335 \cdot 10^{-3} q + 0,1775 q^{0,4}.$$

Рассчитываем удельную тепловую нагрузку методом последовательных приближений: задаемся различными значениями q , проводим расчет $\Delta t_{\text{пол}}$ и по полученным результатам строим график $q - \Delta t_{\text{пол}}$ (рис. 6.7):

$q, \text{ Вт}/\text{м}^2$	$20 \cdot 10^3$	$30 \cdot 10^3$
$\Delta t_{\text{пол}}, \text{ }^\circ\text{C}$	22,0	30,0

Из графика следует, что для предварительно вычисленного значения $\Delta t_{\text{пол}} = 25,8 \text{ }^\circ\text{C}$ удельная тепловая нагрузка $q = 24,7 \cdot 10^3 \text{ Вт}/\text{м}^2$.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 24,7 \cdot 10^3 / 25,8 = 957,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Необходимая площадь поверхности теплообмена:

$$F = 12\,849,8 \cdot 10^3 / (957,4 \cdot 25,8) = 520,2 \text{ м}^2.$$

По ГОСТ 11987—81 выбираем номинальную поверхность теплообмена $F_n = 560 \text{ м}^2$.

Так как рассчитанная площадь поверхности теплообмена значительно отличается от ориентировочно определенной ранее величины $F_{ор}$, выполним повторно расчет по определению коэффициента K , исходя из рассчитанной площади поверхности теплообмена. В результате расчета получим: число труб греющей камеры $n = 939$ шт.; плотность стекания конденсата по наружной поверхности труб $\Gamma = 0,0515$ кг/(м·с); критерий $Re_{пл}$ для пленки конденсата $Re_{пл} = 821$; критерий $Nu_{пл} = 0,213$; коэффициент теплоотдачи $\alpha_1 = 6786$ Вт/(м²·К); коэффициент теплопередачи $K = 1/(0,6225 \cdot 10^{-3} + 0,1775/q^{0,6})$ Вт/(м²·К).

Полезная разность температур:

$$\Delta t_{пол} = 0,6255 \cdot 10^{-3} q + 0,1775 q^{0,4}.$$

Задаемся различными значениями q , выполняем расчет $\Delta t_{пол}$ и по полученным результатам строим график $q - \Delta t_{пол}$:

q , Вт/м	$20 \cdot 10^{-3}$	$30 \cdot 10^{-3}$
$\Delta t_{пол}$, °С	21,8	29,7

Полезной разности температур $\Delta t_{пол} = 25,8$ °С соответствует удельная тепловая нагрузка $q = 24,85 \cdot 10^3$ Вт/м² (рис. 6.7).

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 24,85 \cdot 10^3 / 25,8 = 963 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Площадь поверхности теплообмена:

$$F = 12\,849,8 \cdot 10^3 / (963 \cdot 25,8) = 517,2 \text{ м}^2.$$

По ГОСТ 11987—81 выбираем номинальную площадь поверхности теплообмена $F_n = 560$ м².

3. Конструктивный расчет.

3.1. Внутренний диаметр греющей камеры при размещении труб по вершинам равносторонних треугольников (формула (6.36)):

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,866 \cdot 939 \cdot 0,048^2}{3,14 \cdot 0,85}} = 1,676 \text{ м}.$$

Принимаем по [10] $D_k = 1,8$ м.

3.2. Внутренний диаметр циркуляционной трубы рассчитываем по формуле (6.37):

$$D_{ц} = \sqrt{0,45 \cdot 939 \cdot 0,034^2} = 0,699 \text{ м}.$$

Принимаем по [10] $D_{ц} = 0,7$ м.

3.3. Расчет диаметра обечайки сепаратора.

Допускаемое напряжение парового пространства (формула (6.40)):

$$W' = 0,85 \cdot 1,0 \cdot 1000 = 850 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}).$$

Здесь 0,85—коэффициент, зависящий от давления в аппарате [6.2]; 1,0—коэффициент, зависящий от уровня раствора над точкой ввода парожидкостной смеси в паровое пространство; $W'_{атм} = 1000$ кг/(м³·ч)—допускаемое напряжение парового пространства при $p = 0,1$ МПа для растворов солей [2; 6.2].

Объем сепаратора:

$$V_c = 4,165 \cdot 3600 / 850 = 17,64 \text{ м}^3.$$

Допустимая скорость пара в сепараторе $w = 4,4$ м/с [6.9].

Диаметр обечайки сепаратора:

$$D_c = \sqrt{4,165 \cdot 7,977 / (4,4 \cdot 0,785)} = 3,1 \text{ м,}$$

где $v_n = 7,977 \text{ м}^3/\text{кг}$ — удельный объем пара при $p = 0,0196 \text{ МПа}$ [4].

Принимаем по [10] $D_c = 3,2 \text{ м}$.

Уточняем скорость пара в сепараторе:

$$\omega_n = \sqrt{4,165 \cdot 7,977 / (0,785 \cdot 3,2^2)} = 4,13 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = 4,13 \cdot 0,0006 \cdot 0,128 / (12 \cdot 10^{-6}) = 26,4,$$

где $d_k = 0,0006 \text{ м}$ — диаметр капли; $\rho_n = 0,128 \text{ кг/м}^3$ — плотность пара при $p = 0,0196 \text{ МПа}$ [4]; $\mu_n = 12 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — вязкость пара при $p = 0,0196 \text{ МПа}$ [4].

Так как $Re < 500$, коэффициент сопротивления ξ рассчитываем по формуле (см. стр. 129)

$$\xi = 18,5 / 26,4^{0,6} = 2,56.$$

Скорость витания капли (формула (6.41)):

$$\omega_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,81 (1215,6 - 0,128) \cdot 0,0006}{3 \cdot 2,56 \cdot 0,128}} = 5,4 \text{ м/с}$$

Как видим, скорость движения пара в паровом пространстве меньше скорости витания капли.

3.4. Высота парового пространства:

$$H_c = \sqrt{17,64 / (0,785 \cdot 3,2^2)} = 2,2 \text{ м.}$$

Рассчитанные размеры выпарного аппарата соответствуют требованиям ГОСТ 11987—81.

3.5. Диаметр входной трубы $D_{\text{вх}}$ по которой парожидкостная смесь поступает из греющей камеры в сепаратор определяется из соотношения $D_c = (3,5 \div 4) D_{\text{вх}}$. Таким образом,

$$D_{\text{вх}} = 3,2 / 4 = 0,8 \text{ м.}$$

3.6. Определение диаметра штуцеров.

Диаметр штуцеров определяем из уравнения расхода (см. гл. 3).

Допустимые скорости движения потоков приведены в гл. 3.

Принимаем для расчета скорости движения греющего пара $\omega_{г.п} = 20 \text{ м/с}$; конденсата $\omega_{\text{конд}} = 0,5 \text{ м/с}$; вторичного пара $\omega_{в.п} = 50 \text{ м/с}$; поступающего раствора $\omega_{р1} = 2 \text{ м/с}$; упаренного раствора $\omega_{р2} = 0,5 \text{ м/с}$.

Из справочных данных находим плотности: греющего пара при $p = 0,16 \text{ МПа}$ $\rho_{г.п} = 0,898 \text{ кг/м}^3$ [4]; вторичного пара при $p = 0,0196 \text{ МПа}$ $\rho_{в.п} = 0,128 \text{ кг/м}^3$ [4]; поступающего 10 % раствора при $t = 60^\circ\text{C}$ $\rho = 1022 \text{ кг/м}^3$ [2.5]; упаренного 60 % раствора при $t = 86,9^\circ\text{C}$ $\rho = 1215,6 \text{ кг/м}^3$ [2.5]; конденсата при $t = 112,7^\circ\text{C}$ $\rho_k = 938,5 \text{ кг/м}^3$ [4].

Расходы потоков берем из материальных и тепловых расчетов.

Согласно расчетам принимаем стандартные штуцеры следующих размеров:

	$D_y, \text{ мм}$		$D_y, \text{ мм}$
Вход греющего пара	600	Выход раствора	50
Выход вторичного пара	800	» конденсата	125
Вход раствора	50		

Рассчитанный выпарной аппарат представлен на рис. 6.8.

4. Определение толщины тепловой изоляции.

Толщину тепловой изоляции $\delta_{из}$ определяют по уравнению (5.126), коэффициент теплоотдачи α от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду — по уравнению (5.117).

Принимаем, что выпарной аппарат находится в закрытом помещении, температура воздуха в нем $t_b = 20^\circ\text{C}$. Принимаем температуру изоляции со стороны окружающего воздуха $t = 40^\circ\text{C}$.

Выберем в качестве материала для тепловой изоляции совелит (85 % магнезии + 15 % асбеста), имеющий коэффициент теплопроводности $\lambda = 0,09 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$.

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,6 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Толщина тепловой изоляции:

$$\delta = \frac{0,09 (112,7 - 40,0)}{11,6 (40,0 - 20,0)} = 0,032 \text{ м},$$

где $t_{конд} \approx t_{ст} = 112,7^\circ\text{C}$ (допустимо ввиду незначительного термического сопротивления стенки аппарата по сравнению с термическим сопротивлением слоя изоляции).

5. Расчет барометрического конденсатора смешения.

5.1. Расход охлаждающей воды.

Расход охлаждающей воды G_b определяют из теплового баланса конденсатора (формула (6.47)).

Параметры вторичного пара определяем при $p = 0,0196 \text{ МПа}$ [4]: $J_{в.п} = 2607 \text{ кДж}/\text{кг}$ — удельная энтальпия пара; $t = 59,7^\circ\text{C}$.

Так как температура смеси охлаждающей воды и конденсата t_k на выходе из конденсатора на 5°C ниже температуры конденсации,

$$t_k = 59,7 - 5 = 54,7^\circ\text{C}.$$

Таким образом,

$$G_b = \frac{4,165 (2607 \cdot 10^3 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 54,7)}{4,19 \cdot 10^3 (54,7 - 12)} = 55,35 \text{ кг}/\text{с}.$$

5.2. Диаметр барометрического конденсатора.

Диаметр барометрического конденсатора определяется из уравнения расхода (6.48). Скорость паров в конденсаторе принимают равной $15 - 25 \text{ м}/\text{с}$. Тогда

$$D_{б.к} = \sqrt{4,165 / (0,785 \cdot 0,128 \cdot 20)} = 1,440 \text{ м}.$$

По ОСТ 26716-73 выбираем конденсатор диаметром 1600 мм. В соответствии с принятым диаметром выбираем основные размеры барометрического конденсатора. Подробный расчет конденсатора приведен в [6.2]. Конструкции барометрических конденсаторов представлены на рис. 6.18, основные размеры — в приложении 6.3.

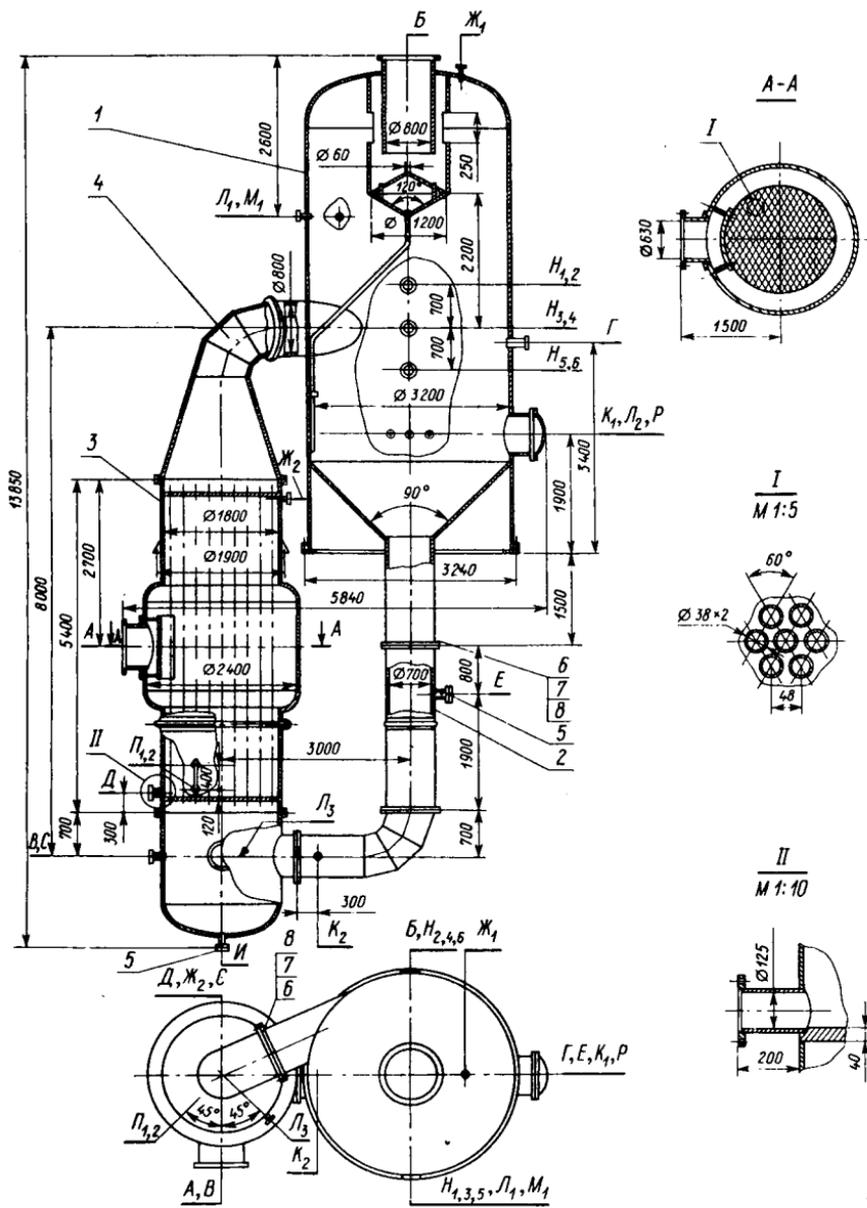
5.3. Расчет высоты барометрической трубы.

В соответствии с ОСТ 26717-73 внутренний диаметр барометрической трубы $d_{б.т}$ равен 300 мм.

Скорость воды в барометрической трубе определяется из уравнения расхода:

$$w_b = \frac{55,35 + 4,165}{0,785 \cdot 985,4 \cdot 0,3} = 0,855 \text{ м}/\text{с},$$

где $\rho_b = 985,4 \text{ кг}/\text{м}^3$ — плотность воды при $t = 54,7^\circ\text{C}$.



Высоту барометрической трубы определяют по уравнению (6.57).
Вакуум в барометрическом конденсаторе:

$$B = p_{\text{атм}} - p_{\text{б.к}} = 1,013 \cdot 10^5 - 0,0196 \cdot 10^5 = 0,817 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Коэффициенты местных сопротивлений: на входе в трубу $\xi_{\text{вх}} = 0,5$; на выходе из трубы $\xi_{\text{вых}} = 1,0$.

Коэффициент трения λ зависит от режима течения жидкости, который определяется величиной критерия Рейнольдса.

Определим режим течения воды в барометрической трубе:

$$Re = 0,855 \cdot 0,3 \cdot 985,4 / (0,509 \cdot 10^{-3}) = 496\,572.$$

Для гладких труб при $Re = 496\,572$ коэффициент трения $\lambda = 0,0133$ [4, рис. 1.5].

Следовательно,

$$H_{\text{б.т}} = \frac{0,817 \cdot 10^5}{985,4 \cdot 9,8} + \left(1 + 0,5 + 1,0 + 0,0133 \frac{H_{\text{б.т}}}{0,3} \right) \frac{0,855}{2 \cdot 9,8} + 0,5.$$

Отсюда находим $H_{\text{б.т}} = 10,30$ м.

6. Расчет производительности вакуум-насоса.

Количество воздуха, отсасываемого из конденсатора, определяется по формуле (6.59):

$$G_{\text{возд}} = 2,5 \cdot 10^{-4} (4,165 + 55,35) + 0,01 \cdot 4,165 = 0,043 \text{ кг/с.}$$

Температуру воздуха рассчитывают по уравнению (6.61):

$$t_{\text{возд}} = 12,0 + 4 + 0,1 (54,7 - 12,0) = 20,3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе:

$$p_{\text{возд}} = p_{\text{б.к}} - p_{\text{п}} = 0,196 \cdot 10^5 - 0,24 \cdot 10^4 = 0,172 \cdot 10^5 \text{ Па,}$$

где $p_{\text{п}} = 0,24 \cdot 10^4$ Па — давление сухого насыщенного пара при $t_{\text{возд}} = 20,3 \text{ }^\circ\text{C}$.

Объемная производительность вакуум-насоса [формула (6.60)]:

$$V_{\text{возд}} = \frac{8310 (273 + 20,3) \cdot 0,043}{29 \cdot 0,172 \cdot 10^5} = 0,210 \text{ м}^3/\text{с} (12,7 \text{ м}^3/\text{мин}).$$

Расчет однокорпусной выпарной установки может быть выполнен при помощи ЭВМ типа ДВК-2, ДВК-3 и др.

При помощи полинома Чебышева определяются зависимости свойств веществ (плотности, вязкости и др.) от температуры и давления по справочным данным. Данные зависимости обеспечивают расчет свойств веществ при любой температуре и давлении.

```

10 REM *****
11 REM * РАСЧЕТ ОДНОКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ *
12 REM * ИОФФЕ И.Л. - КАМНЕВ Н.Н. СХМТ - 24.05.89 *
13 REM *****
20 PRINT
30 PRINT "ВВЕСТИ ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ : "
40 PRINT "КОЛИЧЕСТВО ПОСТУПАЮЩЕГО РАСТВОРА , КГ/С"
50 INPUT G1
60 PRINT "КОНЦЕНТРАЦИЯ ПОСТУПАЮЩЕГО РАСТВОРА , % "
70 INPUT X1
80 PRINT "КОНЦЕНТРАЦИЯ УПАРЕННОГО РАСТВОРА , % ."
90 INPUT X2
100 PRINT "ДАВЛЕНИЕ ГРЕЮЩЕГО ПАРА , АТМ"
110 INPUT P1
120 PRINT "ДАВЛЕНИЕ ГРЕЮЩЕГО ПАРА , АТМ"
130 INPUT P2
140 PRINT " ВВЕСТИ ПАРАМЕТРЫ КОНДЕНСАТА ПРИ ДАВЛЕНИИ ГРЕЮЩЕГО
ПАРА : "
150 PRINT "ПЛОТНОСТЬ , КГ/М^3"
170 PRINT "ВЯЗКОСТЬ , ПА*С " ;
180 INPUT M1
190 PRINT "ТЕПЛОЕМКОСТЬ , ДЖ/(КГ*К)";
200 INPUT C1
210 PRINT "ТЕПЛОЕМКОСТЬ , ВТ/(М*К)";
220 INPUT L1
230 PRINT "ТЕМПЕРАТУРА РАСТВОРА ПОСТУПАЮЩЕГО В ВЫПАРНОЙ АППАРАТ
ГРАД.":
240 INPUT T1  $\frac{e_1}{e_2}$ 
250 PRINT "ПЛОТНОТЬ РАСТВОРА ПРИ ДАННОЙ ТЕМПЕРАТУРЕ , КГ/М^3
260 INPUT B2
270 PRINT "ТЕПЛОЕМКОТЬ РАСТВОРА ПРИ ДАННОЙ ТЕМПЕРАТУРЕ , ДЖ/(КГ*К) "
;
280 PRINT "УКАЗАТЬ ТИП ПРИМЕНЯЕМОГО АППАРАТА: "
300 PRINT "С ЕСТЕСТВЕННОЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ - 1 , С ПРИНУДИТЕЛЬНОЙ - 0"
310 INPUT Q
320 IF Q=1 THEN Q=30000
330 IF Q=0 THEN Q=60000
340 PRINT "ВВЕСТИ НАРУЖНЫЙ ДИАМЕТР КИПАТИЛЬНЫХ ТРУБ,М";
350 INPUT D1
360 PRINT "ВНУТРЕННИЙ ДИАМЕТР ТРУБ,М";
370 INPUT D2
380 PRINT "ТОЛЩИНА СТЕНКИ ТРУБЫ,М";
390 INPUT S
400 PRINT "ШАГ МЕЖДУ ТРУБАМИ,М";
410 INPUT H
420 PRINT "ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ МАТЕРИАЛА ТРУБ,ВТ/(М*К)";
430 INPUT L2
440 PRINT "ТЕРМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ЗАГРЯЗНЕНИИ,М^2*К/ВТ"
445 PRINT "СО СТОРОНЫ РАСТВОРА";
450 INPUT Z1
460 PRINT "СО СТОРОНЫ ПАРА";
470 INPUT Z2
480 PRINT "ТЕМПЕРАТУРНАЯ ДЕПРЕССИЯ РАСТВОРА ПРИ АТМ. ДАВЛЕНИЯ,ГРАД
.":
490 INPUT T2
500 PRINT "ГИДРАВЛИЧЕСКУЮ ДЕПРЕССИЮ ПРИНИМАЕМ 1 ГРАД."
510 REM РАСЧЕТ ОРИЕНТИРОВОЧНОЙ ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ
520 T4=T1+20
530 PRINT "ВВЕСТИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ КИПЕНИЯ T=";T4

```

```

540 PRINT "ПЛОТНОСТЬ ВОДЫ, КГ/М^3";
550 INPUT B3
560 PRINT "ПЛОТНОСТЬ РАСТВОРА ПРИ КОНЦЕНТРАЦИИ"; X2;
570 INPUT B4
580 REM ПЛОТНОСТЬ ПАРА ПРИ P=0,1 МПА=,579 КГ/М^3
600 W=G1*(1-X1/X2)' КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРЕННОЙ ВОДЫ
610 G2=G1-W' КОЛИЧЕСТВО УПАРЕННОГО РАСТВОРА
615 X=P2
620 GOSUB 2000' ПОДПРОГР. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ
630 T5=Y
640 T5=T5+1
645 X=T5
650 GOSUB 2500' ПОДПРОГР. ОПР. ДАВЛЕНИЯ
660 P3=Y
670 GOSUB 3000' ПОДПРОГР. ОПР. УДЕЛЬНОЙ ТЕПЛ. ПАРООБРАЗ.
680 R4=Y
690 F=W*R1/Q' ОРИЕНТИРОВОЧНОЕ ЗНАЧЕНИЕ ПОВЕРХН. ТЕПЛОЕМЕНА
700 PRINT "ПРИНИМАЕМ ПО ГОСТ 11907-81 ТИП ВЫПАРНОГО АППАРАТА И"
710 PRINT "ВВОДИМ СООТВЕТСТВУЮЩИЕ ДАННЫЕ:"
720 PRINT "ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛОЕМЕНА, М^2";
730 INPUT F1
740 PRINT "ДЛИНА ТРУБ, М";
750 INPUT H1
760 N=F1/((R1/4)*D1*H1)' ЧИСЛО КИПЯТИЛЬНЫХ ТРУБ
770 P4=P3+B4*9.81*(.26+.0014*(B4-B3))/2' ДАВЛ. В СР. СЛОЕ РАСТВ.
780 X=P4
790 GOSUB 2000
800 T6=Y
810 T7=T6-T5' ГИДРОСТАТИЧ. ДЕПРЕССИЯ
820 X=T6
830 GOSUB 3000
840 R2=Y
850 T8=16.2*(273+T6)*(273+T6)*T2/R2' ТЕМПЕРАТУРНАЯ ДЕПРЕССИЯ
860 T9=T6+T8' ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ РАСТВОРА
870 PRINT "ВВЕСТИ ТЕПЛОЕМКОСТЬ РАСТВОРА ПРИ ТЕМПЕР. КИПЕНИЯ";
880 INPUT C3
890 X=P1
900 GOSUB 2000
910 T0=Y
920 T=T0-T9' ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР
930 X=T5
940 GOSUB 3500' ПОДПРОГР. ОПР. ЭНТАЛЬПИИ ПАРА
950 J1=Y
960 X=P1
970 GOSUB 2000
980 O=Y' ТЕМПЕРАТУРА ГРЕЮЩ. ПАРА
990 X=Y
1000 GOSUB IB 3000
1010 R3=Y
1020 G=(W*J1+G2*C3*T-G1*C2*T1)/(.95*R3)' РАСХ. ГРЕЮЩ. ПАРА
1030 Q1=G*R4' ТЕПЛОВАЯ НАГР. ВЫПАР. АППАРАТА
1040 REM РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОТДАЧИ ОТ ПАРА К ТРУБАМ
1050 V=G/(N*F1*D1)' ПЛОТНОСТЬ СТЕК. КОНДЕНСАТА
1060 R=4*V/M1' РЕЙНОЛЬДС ДЛЯ ПЛЕНКИ КОНДЕНСАТА
1070 S1=(M1)'.66/((V1) ^.66*2.14)
1080 F=M1*C1/L1' ПРАНДТЛЬ
1090 IF R>400 THEN U=R/((6.25*(R-400)/(R^.33))+1580)
1100 IF R<400 THEN U=1.86/(R^.33)
1110 A1=U*L1/S1' КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОТДАЧИ ОТ ПАРА
1120 PRINT "ВВЕСТИ СВОЙСТВА РАСТВОРА ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ КИПЕНИЯ"

```

```

1130 PRINT "ПЛОТНОСТЬ,КГ/М^3"
1140 INPUT B6
1150 PRINT "ВЯЗКОСТЬ,ПА*С"
1160 INPUT M2
1170 PRINT "ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ,ВТ/(М*К)"
1180 INPUT L3
1190 PRINT "ПОВЕРХНОСТНОЕ НАТЯЖЕНИЕ,Н/М"
1200 INPUT E
1210 X=T9
1220 GOSUB 3000
1230 R3=Y
1240 GOSUB 4000 'ОПРЕД. ПЛОТНОСТИ ПАРА ПО Т-РЕ
1250 B7=Y
1260 K=780*(L3^1.3)*(B6^.5)*(B7^.06)/((E^.5)*(R3^.6)*(C3^.3)*(M2^
.3)*.6972)
1270 K1=(1/A1)+(S/L1)+Z1+Z2
1280 O1=K1*Q2+(1/K)*Q2^.4 'ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР
1290 FOR Q2=100 TO 50000 STEP 100
1300 O2=K1*Q2+(1/K)*Q2^.4
1310 IF (ABS(O2-O1))/O1<=.05 THEN 1330
1320 NEXT Q2
1330 F2=Q/O2
1340 PRINT "ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛОБМЕНА,М^2";F2
1345 PRINT
1346 PRINT
1350 PRINT "ПРИНИМАЕМ ПО ГОСТ 11987-81 ВЫПАРНОЙ АППАРАТ СО"
1360 PRINT "СТАНДАРТНОЙ ПОВЕРХНОСТЬЮ БОЛЬШЕЙ";F2
1500 STOP
2000 IF X<=.06 THEN Y=-7.649151+1697.732*X-26850.81*X*X+177447.3*
X*X*X
2005 IF X<=.5 THEN Y=22.42275+278.0076*X-541.26434*X*X+438.9833*X
*X*X
2010 IF X<=1.4 THEN Y=49.6591+80.11919*X-39.61172*X*X+8.933666*X
*X*X
2020 IF X<=6 THEN Y=75.32823+29.19957*X-4.0743402*X*X+.2514594*X
*X*X
2030 IF X<=13 THEN Y=105.5025+11.65386*X-.5563235*X*X+.01262626*X
*X*X
2040 IF X<=20 THEN Y=133.5559+5.337798*X-.07235863*X*X
2050 RETURN
2500 IF X<50 THEN Y=5.931368E-03+6.371563E-04*X-2.609464E-06*X*X+
7.538592E-07*X*X*X
2510 IF X<=100 THEN Y=-.2909343+.01674627*X-3.016731E-04*X*X+2.66
665397E-06*X*X*X
2520 IF X<=150 THEN Y=-10.59319+.2838155*X-2.62235E-03*X*X+9.4500
46E-06*X*X*X
2530 IF X<=200 THEN Y=31.96405-.4801632*X+1.997332E-03*X*X
2540 RETURN
3000 Y=2493.102-2.268716*X+1.031009E-03*X*X-1.684377E-05*X*X*X
3010 RETURN
3500 Y=2493.545+1.896826*X+1.071497E-.3*X*X-1.462417E-05*X*X*X
3510 RETURN
4000 IF X<45 THEN Y=4.762819E-03+3.995474E-04*X+3.237119E-06*X*X+
3.956116E-07*X*X
4005 IF X<45 THEN 4040
4010 IF X<=85 THEN Y=-.05433255+4.189605E-03*X-8.005651E-05*X*X+1
.024192E-06*X*X4015 IF X<=85 THEN 4040
4020 IF X<=125 THEN Y=-.66370209+.02443691*X-3.176666E-04*X*X+1.96
6953E-06*X*X*X
4025 IF X<=125 THEN 4040
4030 Y=-4.331623+.1083334*X-9.547701E-04*X*X+3.586353E-06*X*X*X
4040 RETURN
5000 END

```

```

1 REM *****
2 REM * ПРОГРАММА ДЛЯ ВЫЧИСЛЕНИЯ ПОЛИНОМА ЧЕБЫШЕВА ( 3-И СТЕПЕНИ) *
3 REM * КАМНЕВ Н. - СХМТ - 1989 *
4 REM *****
10 DIM X(30),Y(30),Y1(30),Y3(30),Y2(30)
20 PRINT "ВВЕСТИ ЧИСЛО ПАР ДАННЫХ, N";
30 INPUT N
40 PRINT "ВВЕСТИ ЧЕРЕЗ ЗАПЯТУЮ ЗНАЧЕНИЯ X - НЕЗАВИСИМОЙ ПЕРЕМЕННОЙ,"
41 PRINT "Y - ФУНКЦИИ"
45 S=0
46 S1=0
50 PRINT " X","Y"
60 FOR I=1 TO N
70 PRINT I;")";
80 INPUT X(I),Y(I)
85 S=S+X(I)
86 S1=S1+Y(I)
90 NEXT I
100 S2=0
101 S3=0
102 S4=0
103 S5=0
110 S5=0
111 S6=0
112 S7=0
120 S8=0
121 Z1=0
122 Z2=0
125 Z3=0
126 Z4=0
130 FOR I=1 TO N
140 X=X(I)*X(I)
141 S2=S2+X
150 X=X(I)*X
151 S3=S3+X
160 X=X(I)*X
161 S4=S4+X
170 X=X(I)*X
171 S5=S5+X
180 X=X(I)*X
181 S6=S6+X
190 X=X(I)*X
191 S7=S7+X
200 X=X(I)*X
201 S8=S8+X
210 Z=X(I)*Y(I)
211 Z1=Z1+Z
220 Z=X(I)*Z
221 Z2=Z2+Z
230 Z=X(I)*Z
231 Z3=Z3+Z
240 Z=X(I)*Z
241 Z4=Z4+Z
250 NEXT I
260 B1=-S/N
270 A0=S1/N
275 F1=S2+B1*S
280 A1=(Z1+B1*S1)/F1
310 GOSUB 3000
320 FOR I=1 TO N

```

```

330 Y1(1)=A0+A1*(X(1)+B1)
340 PRINT Y(1),Y(1),ABS(Y1(1)-Y(1))
345 NEXT 1
350 GOSUB 3500
360 IF C>0 THEN 390
365 PRINT "АППРОКСИМИРУЮЩИЙ МНОГОЧЛЕН 1-Я СТЕПЕНИ"
370 PRINT "Y=";A0;"+";A1;"*(X+";B1;"")"
380 STOP
390 F2=- (S3+B1*S2+B1*(S2+B1*S))/F1
395 H2=- (S2+B1*S)/N
400 B2=F2+B1
420 B3=F2*B1+H2
425 F2S4+B2*S3+B3*S2
430 A2=(Z2+B2*Z1+B3*S1)/F2
440 GOSUB 3000
450 FOR I=1 TO N
460 Y2(I)=Y1(I)+A2*(X(I)*X(I)+B3
470 PRINT Y(I),Y2(I),ABS(Y(I)-Y2(I))
480 NEXT I
490 GOSUB 3500
500 IF C>0 THEN 535
510 PRINT "АППРОКСИМИРУЮЩИЙ МНОГОЧЛЕН 2-Я СТЕПЕНИ"
515 A4=A0+A1*B1+A2*B3
520 A5=A2+A2*B2
525 PRINT "Y=";A4;"+";A5;"*X+";A2;"*X^2"
530 STOP
535 K=(S4+B2*S3+B3*S2)
540 F3=- (S5+B2*S4+B3*S3+B2*K)/F2
550 H3=-K/F1
560 B4=F3+W2
570 B5=F3*B2+B3+H3
580 B6=F3*B3+H3*B1
590 F3=S6+B4*S5+B5*S4+B6*S3
600 A3=(Z3+W4*Z2+B5*Z1+B6*S1)/F3
610 GOSUB 3000
620 FOR I=1 TO N
630 Y3(I)=Y2(I)+A3*(X(I)*X(I)*X(I)+B4*X(I)*X(I)+B5*X(1)+B6)
640 PRINT Y(I),Y3(I),ABS(Y(I)-Y3(I))
650 NEXT I
660 GOSUB 3500
670 IF C>0 THEN 730
680 PRINT "АППРОКСИМИРУЮЩИЙ МНОГОЧЛЕН 3-Я СТЕПЕНИ"
690 A6=A0+A1*B1+A2*B3+A3*B6
695 A7=A1+A2*B2+A3*B5
700 A8=A2+A3*B4
710 PRINT "Y=";A6;"+";A7;"*X+";A8;"*X^2+";A3;"*X^3"
720 STOP
730 STOP
3000 PRINT "ОТКЛОНЕНИЕ ИСТИННЫХ ЗНАЧЕНИЙ ФУНКЦИИ ОТ ВЫЧИСЛЕННЫХ ПО П
ОЛУЧ. Ф-ЛЕ"
3005 PRINT "ИСТ", "ВЫЧ", "---"
3010 RETURN
3500 PRINT "ЕСЛИ ТОЧНОСТЬ ПРИБЛИЖЕНИЯ УДОВЛЕТВОРИТЕЛЬНАЯ, ВВЕДИТЕ 0,
ЕСЛИ"
3501 PRINT "НЕТ - ЛЮБУЮ ДР. ЦИФРУ"
3510 INPUT C
3520 RETURN

```

6.3.2. Расчет трехкорпусной вакуум-выпарной установки

Схема трехкорпусной вакуум-выпарной установки представлена на рис. 6.9. Исходный разбавленный раствор из промежуточной емкости 13 центробежным насосом 12 подается в теплообменник 14, где подогревается до температуры, близкой к температуре кипения, а затем в первый корпус 11 выпарной установки. Предварительный нагрев раствора повышает интенсивность кипения в выпарном аппарате.

Первый корпус и теплообменник обогреваются насыщенным водяным паром, поступающим из котельной. Вторичный пар, образующийся при концентрировании раствора в первом корпусе, направляется в качестве греющего во второй корпус 10. Сюда же поступает частично сконцентрированный раствор из первого корпуса. Аналогично третий корпус 7 обогревается вторичным паром второго и в нем проводится концентрирование раствора, поступившего из второго корпуса.

Самопроизвольный переток раствора и вторичного пара в последующие корпуса возможен благодаря общему перепаду давлений, возникающему в результате создания вакуума конденсацией вторичного пара последнего корпуса в барометрическом конденсаторе смещения 3, где заданное давление поддерживается подачей охлаждающей воды из водооборотной системы и отсосом неконденсирующихся паров вакуум-насосом 5. Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора при помощи барометрической трубы с гидрозатвором 4 и направляется для охлаждения в градирню. Образующийся в третьем корпусе концентрированный раствор поступает в сборник упаренного раствора, откуда центробежным насосом 9 подается потребителю. Конденсат греющего пара из первого корпуса выпарной установки и теплообменника подается в котельную, а конденсат из второго и третьего корпусов — на технологические нужды производства.

Схема автоматизирована. Принципы контроля и регулирования параметров технологического процесса такие же, как для однокорпусной выпарной установки (см. рис. 6.6).

Задание на проектирование. Спроектировать трехкорпусную вакуум-выпарную установку для концентрирования раствора едкого натра от начальной массовой концентрации $x_n = 10\%$ до конечной $x_k = 50\%$ при следующих условиях:

- 1) количество поступающего раствора $G_n = 25\ 200$ кг/ч (7 кг/с);
- 2) обогрев осуществляется насыщенным водяным паром давления $p_{г. п} = 0,7848$ МПа;
- 3) абсолютное давление в барометрическом конденсаторе $p_{б. к} = 0,0147$ МПа;
- 4) взаимное направление пара и раствора — прямоток;
- 5) выпарной аппарат — с выносной нагревательной камерой тип 1, исполнение 2;
- 6) раствор перед подачей в первый корпус подогревается до температуры, близкой к температуре кипения в одном теплообменнике, насыщенным водяным паром из котельной;
- 7) температура раствора, поступающего на установку, $t = 25^\circ\text{C}$;
- 8) начальная температура охлаждающей воды $t = 15^\circ\text{C}$;
- 9) температура конденсата вторичного пара, выходящего из барометрического конденсатора, ниже температуры конденсации 5°C ;
- 10) при разработке схемы выпарной установки предусмотреть насосы, емкости, вакуум-насос, барометрический конденсатор и другие необходимые устройства.

Площадь поверхности теплопередачи каждого корпуса выпарной установки определяют по основному уравнению теплопередачи (5.21).

Для определения тепловых нагрузок Q , коэффициентов теплопередачи K и полезных разностей температур $\Delta t_{пол}$ необходимо знать распределение выпариваемой воды, концентраций раствора и их температур кипения по кор-

пусам установки. Эти величины находят методом последовательных приближений.

Рассмотрим первое приближение.

Общее количество выпаренной воды в выпарной установке определяется по формуле (6.63):

$$W = 7(1 - 10/50) = 5,6 \text{ кг/с.}$$

1. Расчет концентраций упариваемого раствора по корпусам.

Распределение концентраций раствора по корпусам установки зависит от соотношения нагрузок по выпариваемой воде в каждом корпусе. На основании практических данных производительность по выпариваемой воде распределяется между корпусами в соответствии с соотношением

$$W_1 : W_2 : W_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2.$$

Тогда количество выпаренной воды:

$$\text{в 1-м корпусе } W_1 = 5,6 \cdot 1,0 / (1,0 + 1,1 + 1,2) = 1,7 \text{ кг/с;}$$

$$\text{во 2-м корпусе } W_2 = 5,6 \cdot 1,1 / 3 = 1,86 \text{ кг/с;}$$

$$\text{в 3-м корпусе } W_3 = 5,6 \cdot 1,2 / 3 = 2,04 \text{ кг/с.}$$

Концентрация растворов в корпусах:

$$\text{в 1-м корпусе } x_1 = 7 \cdot 10 / (7 - 1,7) = 13,2 \%;$$

$$\text{во 2-м корпусе } x_2 = 7 \cdot 10 / (7 - 1,7 - 1,86) = 20,3 \%;$$

$$\text{в 3-м корпусе } x_3 = 7 \cdot 10 / (7 - 1,7 - 1,86 - 2,04) = 50 \%,$$

что соответствует заданию.

2. Определение температур кипения раствора по корпусам.

2.1. Распределение давлений по корпусам установки.

Общий перепад давлений в установке (формула (6.70)):

$$\Delta p = 0,7848 - 0,0147 = 0,7701 \text{ МПа.}$$

Распределим общий перепад давлений между корпусами поровну:

$$\Delta p = 0,7701 / 3 = 0,2567 \text{ МПа.}$$

Абсолютные давления по корпусам будут равны:

$$p_1 = 0,7848 - 0,2567 = 0,5281 \text{ МПа;}$$

$$p_2 = 0,5281 - 0,2567 = 0,2714 \text{ МПа;}$$

$$p_3 = 0,2714 - 0,2567 = 0,0147 \text{ МПа,}$$

что соответствует заданию.

По давлениям паров находим их температуры и энтальпии [4]

Давление, МПа	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг
0,7848	169,6	2776
0,5281	153,8	2759,3
0,2714	129,8	2754,4
0,0147	53,6	2596

2.2. Определение гидравлической депрессии.

На основании практических рекомендаций принимаем гидравлическую депрессию для каждого корпуса $\Delta''' = 1$ град, тогда температуры

вторичных паров, давления и теплоты парообразования их в корпусах будут равны

Температура, °С	Давление, МПа	Теплота парообразования, кДж/кг
$t_{в. п_1} = 153,8 + 1 = 154,8$ °С	0,5445	2105,1
$t_{в. п_2} = 129,8 + 1 = 130,8$ °С	0,2737	2176,8
$t_{в. п_3} = 53,6 + 1 = 54,6$ °С	0,01547	2369,2

Сумма гидравлических депрессий:

$$\sum \Delta''' = 1 \cdot 3 = 3.$$

2.3. Определение гидростатической депрессии.

Давление в среднем слое кипяtilьных труб p_{cp} определяется по уравнению (6.73).

Для выбора высоты трубы $H = l$ необходимо ориентировочно определить площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата F_{op} , выбрать параметры аппарата по ГОСТ 11987—81.

Площадь поверхности теплопередачи ориентировочно определяется по формуле (6.11). Принимаем для аппаратов с естественной циркуляцией $q = 30\,000$ Вт/м².

Тогда по корпусам (ориентировочно):

$$F_1 = 1,7 \cdot 2105,1 \cdot 10^3 / 30\,000 = 119 \text{ м}^2; \quad F_2 = 1,86 \cdot 2176,8 \cdot 10^3 / 30\,000 = 135 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = 2,04 \cdot 2369,2 \cdot 10^3 / 30\,000 = 161 \text{ м}^2.$$

Принимаем по ГОСТ 11987—81 выпарной аппарат с площадью поверхности теплопередачи $F = 180$ м², длиной труб 5 м, диаметром труб 38×2 мм.

Таким образом, давление в среднем слое кипяtilьных труб корпусов равны:

$$p_{1cp} = 0,5445 + 0,5 \cdot 5 [0,26 + 0,0014 (1034 - 912,3)] \cdot 9,81 \cdot 1034 \cdot 10^{-6} = 0,5554 \text{ МПа};$$

$$p_{2cp} = 0,2737 + 0,5 \cdot 5 [0,26 + 0,0014 (1136,2 - 934,5)] \cdot 9,81 \cdot 1136 \cdot 10^{-6} = 0,2888 \text{ МПа};$$

$$p_{3cp} = 0,01547 + 0,5 \cdot 5 [0,26 + 0,0014 (1500 - 986)] \cdot 9,81 \cdot 1500 \cdot 10^{-6} = 0,0515 \text{ МПа}.$$

Плотности растворов и воды в каждом корпусе взяты при $t_{в. п}$ в них [2,5].

Полученным давлениям соответствуют следующие температуры кипения [4]:

Давление, МПа	Температура кипения, °С	Теплота парообразования, кДж/кг
$p_{1cp} = 0,5554$	$t_{1cp} = 155,8$	2101,7
$p_{2cp} = 0,2888$	$t_{2cp} = 132,4$	2172,3
$p_{3cp} = 0,0515$	$t_{3cp} = 82,1$	2304,2

Определяем гидростатическую депрессию по корпусам:

$$\Delta_1'' = 155,8 - 154,8 = 1,0 \text{ °С};$$

$$\Delta_2'' = 132,4 - 130,8 = 1,6 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta_3'' = 82,1 - 54,6 = 27,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Сумма гидростатических депрессий:

$$\sum \Lambda'' = 1,0 + 1,6 + 27,5 = 30,1 \text{ }^\circ\text{C}.$$

2.4. Определение температурной депрессии.

Температурная депрессия по корпусам при атмосферном давлении определяется по данным табл. XXXVI [4]:

Корпус	Концентрация NaOH, %	Температура кипения, $^\circ\text{C}$	Депрессия, $^\circ\text{C}$
1	13,2	104,4	4,4
2	20,3	108,5	8,5
3	50,0	142,2	42,2

Температурная депрессия по корпусам с учетом давления в них определяется по формуле (6.75):

$$\Lambda_1' = 16,2 (273 + 155,8)^2 \cdot 4,4 / (2101,7 \cdot 10^3) = 6,2 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Lambda_2' = 16,2 (273 + 132,4)^2 \cdot 8,5 / (2172,3 \cdot 10^3) = 10,4 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Lambda_3' = 16,2 (273 + 82,1)^2 \cdot 42,2 / (2304,2 \cdot 10^3) = 37,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Сумма температурных депрессий:

$$\sum \Delta' = 6,2 + 10,4 + 37,4 = 54,0 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температура кипения растворов по корпусам:

$$t_{к_1} = 153,8 + 6,2 + 1,0 + 1,0 = 162 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{к_2} = 129,8 + 10,4 + 1,6 + 1,0 = 142,8 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{к_3} = 53,6 + 27,5 + 37,4 + 1,0 = 119,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

2.5. Определение полезной разности температур.

Общая полезная разность температур определяется по формуле (6.76):

$$\Delta t_{\text{пол}_\text{общ}} = 169,6 - 53,6 - 54 - 30,1 - 3 = 28,9 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Полезные разности температур по корпусам равны

$$\Delta t_{\text{пол}_1} = 169,6 - 162 = 7,6 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{пол}_2} = 153,8 - 142,8 = 11 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{пол}_3} = 129,8 - 119,5 = 10,3 \text{ }^\circ\text{C}.$$

2.6. Определение тепловых нагрузок по корпусам.

Исходные данные для расчета

	Корпус		
	1	2	3
Количество исходного раствора, кг/с	7,0	5,3	3,44
Концентрация исходного раствора, %	10	13,2	20,3
Температура исходного раствора, °С	150	162	142,8
Температура упаренного раствора, °С	162	142,8	119,5
Теплоемкость исходного раствора, Дж/(кг·К)	4079	4075	3865
Энтальпия вторичного пара, Дж/кг	$2759,3 \cdot 10^3$	$2725,4 \cdot 10^3$	$2596 \cdot 10^3$
Теплота парообразования греющего пара, Дж/кг	$2057 \cdot 10^3$	$2108,6 \cdot 10^3$	$2179,5 \cdot 10^3$

Решая систему уравнений по типу системы (6.80)–(6.83), но с применением уравнений (6.15), определяем расход греющего пара в первый корпус, количество выпаренной воды из каждого корпуса, тепловые нагрузки по корпусам:

$$Q_1 = G_{г. п} \cdot 2057 \cdot 10^3 = [7 \cdot 4079 (162 - 150) + W_1 (2759,3 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 162)] \cdot 1,05;$$

$$Q_2 = W_1 \cdot 2108,6 \cdot 10^3 = [5,3 \cdot 4075 (142,8 - 162) + W_2 (2725,4 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 142,8)] \cdot 1,03;$$

$$Q_3 = W_2 \cdot 2179,5 \cdot 10^3 = [3,44 \cdot 3865 (119,5 - 142,8) + W_3 (2596 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 119,5)] \cdot 1,03;$$

$$5,6 = W_1 + W_2 + W_3.$$

Решение системы уравнений дает следующие результаты:

$$G_{г. п} = 2,0 \text{ кг/с}; \quad W_1 = 1,72 \text{ кг/с}; \quad W_2 = 1,84 \text{ кг/с}; \quad W_3 = 2,04 \text{ кг/с}.$$

Так как расхождения между вычисленными значениями нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе и предварительно принятыми не превышает 3 %, пересчитывать параметры процесса не будем.

Тепловые нагрузки по корпусам:

$$Q_1 = 2057 \cdot 10^3 \cdot 2,0 = 4114 \cdot 10^3 \text{ Вт};$$

$$Q_2 = 2108,6 \cdot 10^3 \cdot 1,72 = 3626,8 \cdot 10^3 \text{ Вт};$$

$$Q_3 = 2179,5 \cdot 10^3 \cdot 1,84 = 4010,28 \cdot 10^3 \text{ Вт}.$$

2.7. Определение коэффициентов теплопередачи.

Коэффициент теплопередачи по корпусам определяют по уравнению (5.21).

Выбираем конструкционный материал, стойкий в среде раствора NaOH в интервале изменения концентраций от 10 до 50 % и температур от 120 до 165 °С. В этих условиях химически стойкой является сталь марки X18H10T; ее теплопроводность $\lambda_{ст} = 16,4 \text{ Вт/(м·К)}$ [10].

Примем, что суммарное термическое сопротивление равно термическому сопротивлению стенки $\lambda_{ст}/\delta_{ст}$ и накипи $\lambda_{н}/\delta_{н}$. Термическое сопротивление со стороны пара не учитываем.

Принимая для всех корпусов толщину слоя накипи $\delta_{н} = 0,5 \text{ мм}$, $\lambda_{н} = 3,05 \text{ Вт/(м·К)}$, получаем:

$$\sum r = 0,002/16,4 + 0,0005/3,05 = 2,86 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}.$$

С достаточной степенью точности для расчета можно принять температуру пленки конденсата в греющих камерах выпарных аппаратов равными температурам конденсации греющего пара.

Тогда в соответствии с рис. 6.1:

$$A_1 = 314 \cdot 10^3 \text{ при } t_{к1} = 169,6 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$A_2 = 306 \cdot 10^3 \text{ при } t_{к2} = 153,8 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$A_3 = 295 \cdot 10^3 \text{ при } t_{к3} = 129,8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующегося водяного пара к стенкам вертикальных труб в греющих камерах выпарных аппаратов определяется по уравнению (6.19), а коэффициент теплоотдачи от стенок труб к кипящему раствору α_2 -- по уравнению (5.63). Необходимые для определения α_2 физико-химические свойства растворов NaOH и водяного пара при температуре кипения приведены в табл. 6.1 [2; 4; 2.5].

Таблица 6.1

Свойства кипящих растворов NaOH и их паров

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Температура t , $^\circ\text{C}$	162	142,8	119,5
Концентрация x , %	13,2	20,3	50
Теплопроводность раствора λ , Вт/(м·К)	0,588	0,579	0,559
Плотность раствора ρ , кг/м ³	1029,2	1122,6	1432
Вязкость раствора μ , Па·с	$0,253 \cdot 10^{-3}$	$0,437 \cdot 10^{-3}$	$2,41 \cdot 10^{-3}$
Поверхностное натяжение σ , Н/м	$69 \cdot 10^{-3}$	$77,8 \cdot 10^{-3}$	$128 \cdot 10^{-3}$
Теплоемкость раствора c , Дж/(кг·К)	4075	3865	3202
Теплота парообразования r , Дж/кг	$2082 \cdot 10^3$	$2141 \cdot 10^3$	$2207 \cdot 10^3$
Плотность пара ρ_n , кг/м ³	3,424	2,12	1,12
Плотность пара при $p = 10^5$ Па		0,579	

Определим коэффициент B (см. уравнение (5.63)) по корпусам:

$$B_1 = 780 \frac{0,588^{1,3} \cdot 1029,2^{0,5} \cdot 3,424^{0,06}}{(69 \cdot 10^{-3})^{0,5} (2082 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 4075^{0,3} (0,253 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 11,16;$$

$$B_2 = 780 \frac{0,579^{1,3} \cdot 1122,6^{0,5} \cdot 2,12^{0,06}}{0,0778^{0,5} (2141 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 3865^{0,3} (0,437 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 6,55;$$

$$B_3 = 780 \frac{0,559^{1,3} \cdot 1432^{0,5} \cdot 1,12^{0,06}}{0,128^{0,5} (2207 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 3202^{0,3} (2,41 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = 5,04.$$

Коэффициент теплоотдачи α_1 при высоте труб $l = 5$ м равен:

$$\alpha_1 = A/(q \cdot 5)^{0,333} = 0,62A/q^{0,333}.$$

Расчет коэффициентов теплопередачи приведен в табл. 6.2.

Так как в выпарных аппаратах удельные тепловые нагрузки заранее неизвестны, то их рассчитывают методом последовательных приближений: задаемся различными значениями q , проводим расчет (см. табл. 6.2) и по результатам расчета строим график $q - \Delta t_{пол}$ (рис. 6.10). Из графика следует, что для предварительно вычисленных значений полезных разностей

Расчет коэффициентов теплопередачи

Величины	1 корпус		2 корпус		3 корпус	
	$A_1=314 \cdot 10^3$; $B_1=11,16$		$A_2=306 \cdot 10^3$; $B_2=6,55$		$A_3=295 \cdot 10^3$; $B_3=5,04$	
q	6 000	12 000	9 000	12 000	5 000	9 000
$q^{-0,333}$	5,52	4,38	4,82	4,38	5,86	4,82
$\alpha_1 = 0,62 A q^{-0,333}$	10 746	8 527	9 145	8 310	10 721,6	8 816
$q^{0,6}$	184,9	280,2	235,8	280,2	165,7	235,8
$\alpha_2 = B q^{0,6}$	2 063,5	3 127	1 544,5	1 835,3	835,1	1 188,4
$K = 1/(1/\alpha_1 + 2,86 \cdot 10^{-4} + 1/\alpha_2)$	1 158	1 383	959	1 051	634	806
$\Delta t = q/K$	5,18	8,67	9,4	11,4	7,88	11,17

температур по корпусам $\Delta t_{\text{пол}_1} = 7,6^\circ\text{C}$; $\Delta t_{\text{пол}_2} = 11^\circ\text{C}$; $\Delta t_{\text{пол}_3} = 10,3^\circ\text{C}$ удельные тепловые нагрузки соответственно равны:

$$q_1 = 10\,200 \text{ Вт/м}^2; \quad q_2 = 11\,440 \text{ Вт/м}^2; \quad q_3 = 7950 \text{ Вт/м}^2.$$

Коэффициенты теплопередачи по корпусам равны:

$$K_1 = 10\,200/7,6 = 1342,1 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}; \quad K_2 = 11\,440/11 = 1040 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$K_3 = 7950/10,3 = 771,8 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Полезные разности температур в корпусах установки находим из условия равенства их поверхностей теплопередачи (формула (6.84)):

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{пол}_1} &= 28,9 \frac{4114 \cdot 10^3/1342,1}{\frac{4114 \cdot 10^3}{1342,1} + \frac{3626,8 \cdot 10^3}{1040} + \frac{4010,28 \cdot 10^3}{771,8}} = \\ &= 28,9 \frac{3065,3}{3065,3 + 3487,3 + 5196} = \frac{3065,3}{11748,6} = 7,5^\circ\text{C}; \end{aligned}$$

$$\Delta t_{\text{пол}_2} = 28,9 \frac{3487,3}{11\,748,6} = 8,6^\circ\text{C}; \quad \Delta t_{\text{пол}_3} = 28,9 \frac{5196}{11\,748,6} = 12,8^\circ\text{C}.$$

Проверка суммарной полезной разности температур:

$$\Delta t_{\text{пол}} = 7,5 + 8,6 + 12,8 = 28,9^\circ\text{C}.$$

Площади поверхностей теплопередачи выпарных аппаратов:

$$F_1 = 4114 \cdot 10^3 / (1342,1 \cdot 7,5) = 408,7 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = 3626,8 \cdot 10^3 / (1040 \cdot 8,6) = 405,5 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = 4010,28 \cdot 10^3 / (771,8 \cdot 12,8) = 405,9 \text{ м}^2.$$

По ГОСТ 11987—81 принимаем выпарной аппарат со следующей характеристикой: площадь поверхности теплообмена $F_n = 450 \text{ м}^2$; диаметр труб $d = 38 \times 2 \text{ мм}$; длина труб $l = 5000 \text{ мм}$; диаметр греющей камеры $D = 1600 \text{ мм}$ (не менее); диаметр сепаратора $D_1 = 4000 \text{ мм}$ (не более); диаметр циркуляционной трубы $D_2 = 1000 \text{ мм}$ (не более); высота аппарата $H = 15\,000 \text{ мм}$ (не более); масса аппарата $31\,800 \text{ кг}$ (не более).

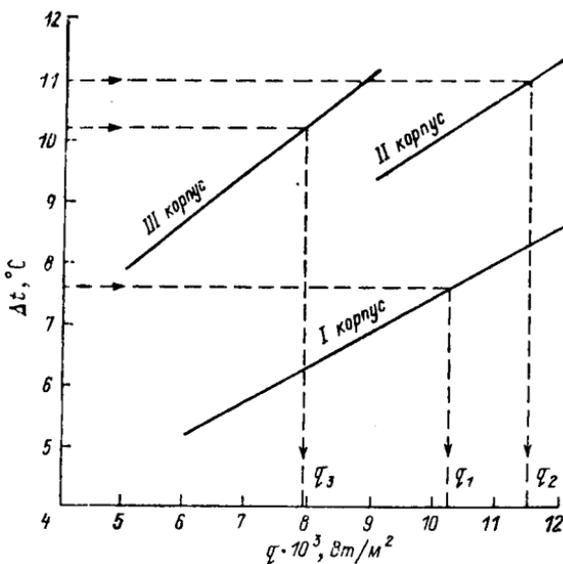


Рис. 6.10. Определение тепловых нагрузок выпарных аппаратов

При конструктивном расчете выпарного аппарата размеры его частей должны соответствовать вышеназленным требованиям.

Площадь поверхности теплообмена принятого выпарного аппарата $F_{\text{н}} = 450 \text{ м}^2$, что значительно больше ориентировочно выбранной поверхности $F_{\text{ор}} = 180 \text{ м}^2$. Однако необходимости вносить коррективы в расчет нет, так как конструктивные размеры (диаметр и высота труб) остались прежними.

Уточним температуры кипения растворов, вторичных паров и их давления по корпусам:

Корпус	Температура, °С	
	кипения	вторичного пара
1	$169,6 - 7,5 = 162,1$	$162,1 - 1,0 - 6,2 = 154,9$
2	$153,8 - 8,6 = 145,2$	$145,2 - 1,6 - 10,4 = 133,2$
3	$129,8 - 12,8 = 117,0$	$117,0 - 12,8 - 37,8 = 51,2$

Рассчитанным температурам вторичных паров соответствуют давления (в МПа) 0,5459; 0,2977; 0,01316 соответственно в 1-м, 2-м и 3-м корпусах.

Из расчета следует, что полезные разности температур, рассчитанные из условия равного перепада давления в корпусах и найденные в первом приближении из условия равенства поверхностей теплопередачи в корпусах, различаются во 2-м и 3-м корпусах, а в 1-м корпусе практически не изменяются. Поэтому при уточненном расчете площади поверхности теплопередачи параметры растворов и паров по корпусам, тепловые нагрузки, коэффициенты теплопередачи и полезные разности температур изменятся, в основном, для 2-го и 3-го корпусов, а для 1-го корпуса эти показатели практически не изменятся, так же практически не изменится площадь поверхности теплопередачи в 1-м, а значит и в других корпусах. Поэтому дальнейшие расчеты по уточнению площади поверхности теплопередачи выполнять не будем.

6.3.3. Варианты заданий для проектирования выпарных установок

Рассчитать и спроектировать выпарную установку.

1. Количество корпусов: 1 — однокорпусная; 2 — двухкорпусная; 3 — трехкорпусная.

2. Тип выпарного аппарата: 1 — с центральной циркуляционной трубой; 2 — с подвесной греющей камерой; 3 — с наружной циркуляционной трубой; 4 — с вынесенной греющей камерой; 5 — с принудительной циркуляцией; 6 — пленочный с восходящей пленкой.

Таблица 6.3

Исходные данные для расчета однокорпусной выпарной установки

Обозначение	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
R	NH_4NO_3	Na_2CO_3	NaNO_3	NaOH	MgSO_4	MgCl_2	K_2CO_3	KNO_3	KOH	CaCl_2
G_{II}	10	12	8	14	11	16	13	20	18	15
x_{II}	10	6	8	10	6	7	12	9	5	7
x_{K}	50	22	40	40	25	32	38	30	40	16
$p_{\text{a. II}} \cdot 10^3$	14	20	18	22	16	20	14	22	15	18
$p_{\text{r. II}} \cdot 10^2$	18	14	16	20	16	25	18	20	18	20
t_0	25	20	25	30	20	24	20	16	22	25
$t_{\text{в. II}}$	18	16	20	22	15	18	20	18	16	24
Δt	5	8	6	9	7	8	6	5	7	6

Таблица 6.4

Исходные данные для расчета двухкорпусной выпарной установки

Обозначение	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
R	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	NaCl	K_2SO_4	KCl	KNO_3	Na_2CO_3	NaOH	MgCl_2	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$	NH_4Cl
G_{II}	24	20	16	28	22	30	25	32	28	30
x_{II}	8	6	5	10	7	6	10	7	25	12
x_{K}	40	25	15	28	25	25	40	32	60	30
$p_{\text{a. II}} \cdot 10^3$	14	16	20	18	15	22	14	20	18	16
$p_{\text{r. II}} \cdot 10^2$	25	30	35	35	25	30	30	35	60	40
t_0	25	20	30	24	28	32	25	18	26	32
$t_{\text{в. II}}$	18	16	20	15	22	16	18	20	25	16
Δt	8	5	9	6	8	7	5	6	9	7

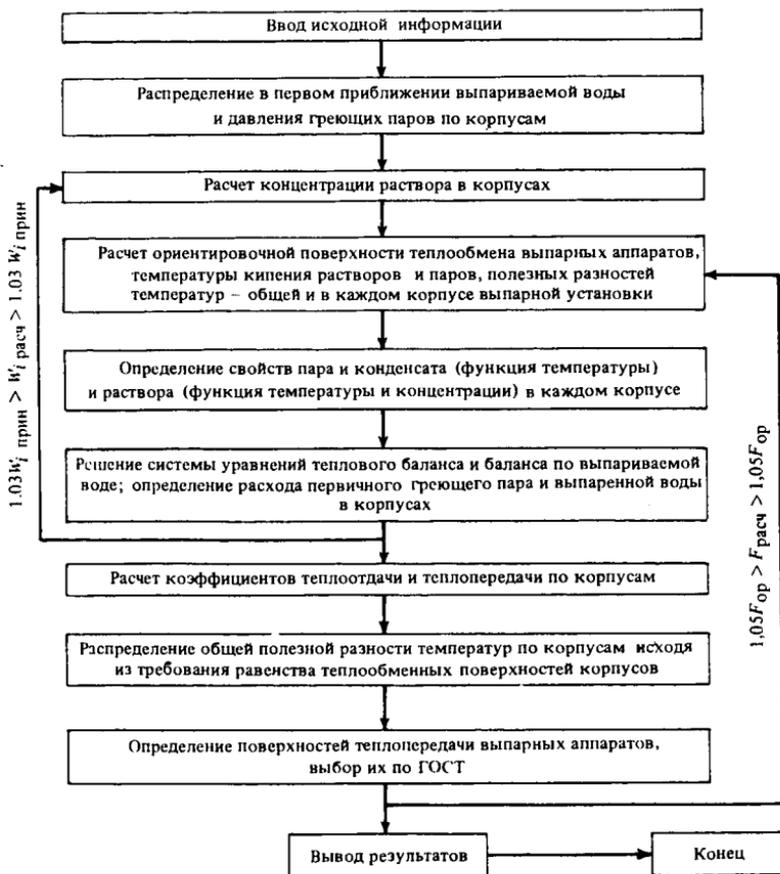


Рис. 6.11. Схема расчета многокорпусной прямоточной вакуум-выпарной установки

Таблица 6.5

Исходные данные для расчета трехкорпусной выпарной установки

Обозначение	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
R	CaCl ₂	NH ₄ NO ₃	(NH ₄) ₂ SO ₄	Na ₂ CO ₃	NaCl	K ₂ CO ₃	K ₂ SO ₄	KOH	MgSO ₄	NaNO ₃
G_H	28	25	20	30	25	32	28	35	32	36
x_H	18	10	6	5	7	10	6	10	8	9
x_K	38	50	38	26	26	40	16	40	26	50
$p_{a, \text{п}} \cdot 10^3$	20	14	16	22	18	15	18	14	20	15
$p_{r, \text{п}} \cdot 10^2$	60	50	55	50	55	65	50	70	55	70
t_0	20	25	32	24	22	20	30	25	28	20
$t_{в, \text{п}}$	15	20	18	22	20	16	25	18	20	18
Δt	6	9	5	8	7	10	6	8	9	7

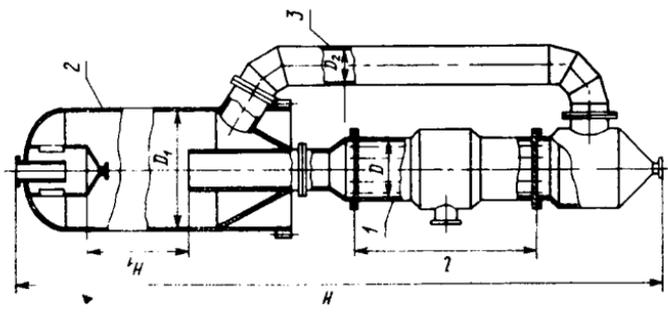


Рис. 6.14. Выпарной аппарат (тип 1, исполнение 3):
1 — греющая камера; 2 — сепаратор;
3 — циркуляционная труба

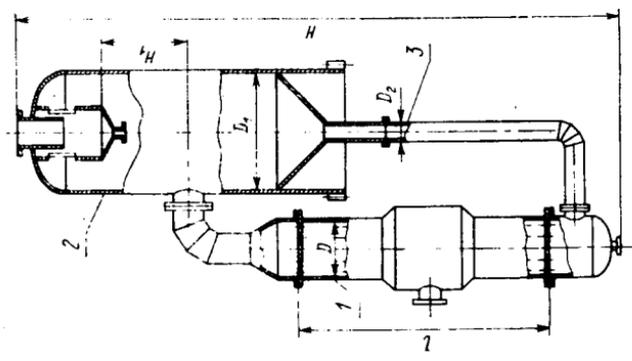


Рис. 6.13. Выпарной аппарат (тип 1, исполнение 2):
1 — греющая камера; 2 — сепаратор;
3 — циркуляционная труба

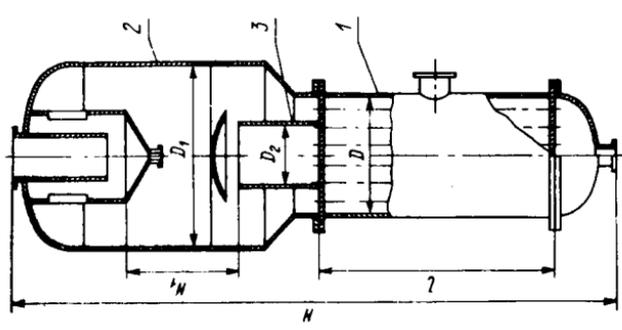


Рис. 6.12. Выпарной аппарат (тип 1, исполнение 1):
1 — греющая камера; 2 — сепаратор;
3 — распределительная камера

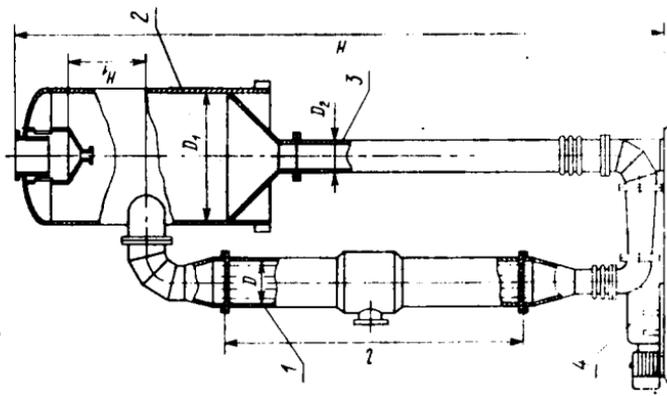


Рис. 6.15. Выпарной аппарат (тип 2, исполнение 1):
 1 — греющая камера; 2 — сепаратор;
 3 — циркуляционная труба; 4 — электро-насосный агрегат

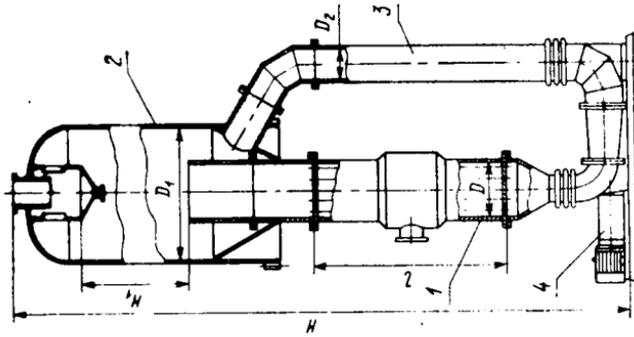


Рис. 6.16. Выпарной аппарат (тип 2, исполнение 2):
 1 — греющая камера; 2 — сепаратор;
 3 — циркуляционная труба; 4 — электро-насосный агрегат

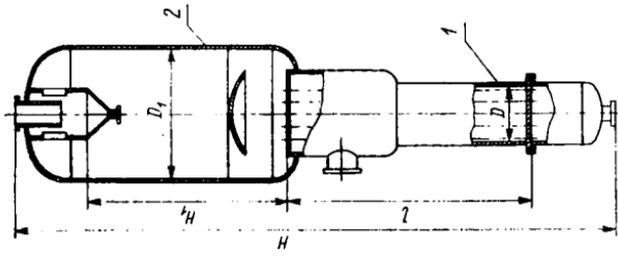


Рис. 6.17. Выпарной аппарат (тип 3, исполнение 1):
 1 — греющая камера; 2 — сепаратор

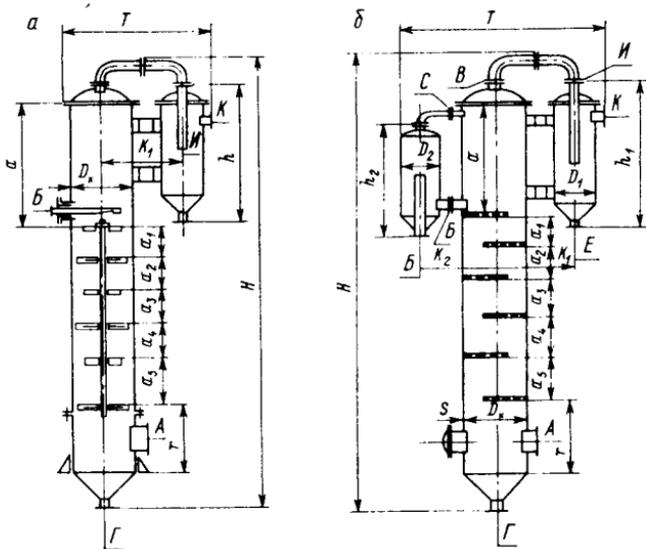


Рис. 6.18. Барометрические конденсаторы:

a — с концентрическими полками (изготавливаются диаметром 500 и 600 мм); *б* — с сегментными полками (изготавливаются диаметром 800—2000 мм)

3. Раствор перед подачей в аппарат нагревается до температуры кипения: 1 — в одном теплообменнике глухим насыщенным паром, поступающим из ТЭЦ; 2 — в двух теплообменниках: в первом — экстра-паром из первого корпуса, во втором — глухим насыщенным паром из ТЭЦ.

4. Обозначения исходных данных: *R* — наименование упариваемого раствора; G_n — количество поступающего раствора, кг/с; x_n — начальная массовая концентрация раствора, %; x_k — конечная массовая концентрация раствора, %; $p_{ап}$ — давление в аппарате; $p_{г.п}$ — абсолютное давление пара, поступающего на установку из ТЭЦ, МПа; E — количество отбираемого экстра-пара, кг/100 кг поступающего раствора; t_0 — температура раствора, поступающего на установку, °С; $t_{в.н}$ — начальная температура охлаждающей воды, поступающей в барометрический конденсатор, °С; Δt — разность между температурой смеси охлаждающей воды и конденсата, выходящей из конденсатора и температурой конденсации вторичного пара в конденсаторе.

5. Взаимное направление греющего пара и раствора в двух- и трехкорпусных установках — прямоток.

6. При разработке схемы выпарной установки предусмотреть насосы, емкости, вакуум-насос, барометрический конденсатор и другие необходимые устройства.

Исходные данные для расчета выпарных установок приведены в табл. 6.3—6.5, схема расчета дана на рис. 6.11.

Типы выпарных трубчатых аппаратов представлены на рис. 6.12—6.17, барометрические конденсаторы изображены на рис. 6.18.

Типы и назначение 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 (рис. 6.12)
		2 — с вынесенной греющей камерой	Упаривание растворов, выделяющих незначительный осадок, удаляемый механическим способом (рис. 6.13)
		3 с соосной греющей камерой и солеотделением	Упаривание растворов, выделяющих кристаллы и образующих осадок, удаляемый промывкой (рис. 6.14)
2	Выпарные трубчатые аппараты с принудительной циркуляцией	1 с вынесенной греющей камерой	Упаривание вязких растворов или выделяющих осадок на греющих трубках, удаляемый механическим способом (рис. 6.15)
		2 с соосной греющей камерой	Упаривание вязких чистых растворов, не выделяющих осадок, а также при незначительных накипеобразованиях на трубках, удаляемых промывкой (рис. 6.16)
3	Выпарные трубчатые аппараты пленочные	1 с восходящей пленкой	Упаривание пенящихся растворов (рис. 6.17)
		2 со стекающей пленкой	Упаривание вязких и термостойких растворов

Основные размеры выпарных аппаратов (по ГОСТ 11987—81)

Выпарной аппарат с естественной циркуляцией и соосной двухходовой греющей камерой (тип 1, исполнение 1)

Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине		Диаметр греющей камеры D, не менее	Диаметр сепаратора D ₁ , не более	Диаметр циркуляционной трубы D ₂ , не более	Высота аппарата H, не более	Масса аппарата, кг, не более
l = 3000	l = 4000					
10	—	400	600	250	10 500	1 000
16	—	600	800	300	10 500	1 200
25	—	600	1 000	400	11 000	2 200

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине		Диаметр греющей камеры D , не менее	Диаметр сепаратора D_1 , не более	Диаметр циркуляционной трубы D_2 , не более	Высота аппарата H , не более	Масса аппарата кг, не более
$l=3000$	$l=4000$					
40	—	800	1 200	500	11 000	3 000
63	—	1 000	1 400	600	11 500	4 800
100	—	1 000	1 800	700	11 500	6 000
—	160	1 200	2 400	1 200	12 500	8 600
—	250	1 400	3 000	1 400	12 500	13 000
—	400	1 800	3 800	1 800	12 500	21 000

Примечания: 1. Высота парового пространства H — не более 2000 мм.
2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе — 0,0054 до 1,0 МПа.

Выпарной аппарат (тип 1, исполнение 2)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине		Диаметр греющей камеры D , не менее	Диаметр сепаратора D_1 , не более	Диаметр циркуляционной трубы D_2 , не более	Высота аппарата H , не более	Масса аппарата кг, не более
$l=4000$	$l=5000$					
10	—	400	600	200	12 000	1 700
16	—	400	800	250	12 000	2 500
25	—	600	1 000	300	12 000	3 000
40	—	600	1 200	400	12 000	4 700
63	—	800	1 600	500	13 000	7 500
100	112	1 000	1 800	600	13 000	8 500
125	140	1 000	2 200	700	13 000	11 500
160	180	1 200	2 400	700	13 000	12 000
200	224	1 200	2 800	800	14 500	14 800
250	280	1 400	3 200	900	14 500	15 000
315	355	1 600	3 600	1 000	15 000	21 000
—	400	1 600	3 800	1 000	15 000	26 500
—	450	1 600	4 000	1 000	15 000	31 800
—	500	1 600	4 500	1 200	16 500	33 000
—	560	1 800	4 500	1 200	17 000	38 300
—	630	1 800	5 000	1 200	17 000	40 000
—	710	2 000	5 000	1 400	18 000	50 000
—	800	2 000	5 600	1 400	18 000	55 000

Примечания: 1. Высота парового пространства H_1 — не более 2500 мм.
2. Условное давление в греющей камере — от 0,014 до 1,0 МПа, в сепараторе — от 0,005 до 1,0 МПа.

Продолжение приложения 6.2

Выпарной аппарат (тип 1, исполнение 3)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине		Диаметр греющей камеры D, не менее	Диаметр сепаратора D ₁ , не более	Диаметр циркуляционной трубы D ₂ , не более	Высота аппарата H, не более	Масса аппарата, кг, не более
l=4000	l=6000					
10	—	400	600	200	14 500	1 900
16	—	400	800	250	14 500	2 500
25	—	600	1 000	300	14 500	2 700
40	50	600	1 200	400	15 500	3 000
63	80	800	1 600	500	15 500	3 500
100	112	1 000	1 800	600	15 500	5 200
125	140	1 000	2 200	700	16 000	10 000
160	180	1 200	2 400	700	16 000	12 500
200	224	1 200	2 800	800	16 000	15 000
250	280	1 400	3 300	900	16 500	20 000
315	355	1 600	3 600	1 000	17 500	23 000
—	400	1 600	3 800	1 000	17 500	30 000
—	450	1 600	4 000	1 000	18 000	31 500
—	500	1 600	4 500	1 200	18 000	33 000
—	560	1 600	4 500	1 200	18 000	40 000
—	630	1 800	5 000	1 200	19 000	43 500
—	710	1 800	5 600	1 400	19 000	48 500
—	800	2 100	5 600	1 400	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.

Выпарной аппарат (тип 2, исполнение 1)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине l=6000	Диаметр греющей камеры D, не менее	Диаметр сепаратора D ₁ , не более	Диаметр циркуляционной трубы D ₂ , не более	Высота аппарата H, не более	Масса аппарата, кг, не более
40	600	1 400	250	19 000	6 600
63	600	1 900	400	19 000	8 300
100	800	2 200	500	21 000	11 300
125	800	2 600	500	21 000	13 000
160	1 000	2 800	600	21 000	15 500
200	1 000	3 000	600	23 500	19 100
250	1 200	3 400	700	23 500	26 500
315	1 200	3 800	800	23 500	29 800

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38×2 и длине $l=6000$	Диаметр греющей камеры D , не менее	Диаметр сепаратора D_1 , не более	Диаметр циркуляционной трубы D_2 , не более	Высота аппарата H , не более	Масса аппарата, кг, не более
400	1 400	4 000	900	25 000	32 000
500	1 600	4 500	1 000	25 000	42 000
630	1 800	5 000	1 000	25 000	55 000
800	2 000	5 600	1 200	25 500	62 000
1 000	2 200	6 300	1 400	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 0,054 до 1,0 МПа.

Выпарной аппарат (тип 2, исполнение 2)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38×2 и длине $l=6000$	Диаметр греющей камеры D , не менее	Диаметр сепаратора D_1 , не более	Диаметр циркуляционной трубы D_2 , не более	Высота аппарата H , не более	Масса аппарата, кг, не более
25	400	1 000	200	19 500	6 200
40	600	1 200	250	19 500	7 000
63	600	1 600	400	19 500	9 500
100	800	1 800	500	21 500	14 500
125	800	2 200	500	21 500	15 500
160	1 000	2 400	600	21 500	20 000
200	1 000	2 800	600	24 500	22 500
250	1 200	3 200	700	24 500	28 000
315	1 200	3 600	800	24 500	36 000
400	1 400	3 800	900	26 000	44 500
500	1 600	4 000	1 000	26 000	55 500
630	1 800	4 500	1 000	26 000	69 500
800	2 000	5 000	1 200	26 500	87 500
1 000	2 200	5 600	1 400	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.

Продолжение приложения 6.2

Выпарной аппарат (тип 3, исполнение 1)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ²		Диаметр греющей камеры D , не менее	Диаметр сепаратора D_1 , не более	Высота аппарата H , не более	Масса аппарата, кг, не более	
при диаметре трубы 38 X 2 и длине	при диаметре трубы 57 X 2,5 и длине $l=7000$					
$l=5000$	$l=7000$					
10	—	10	400	600	11 000	2 200
16	—	16	400	800	11 000	3 000
25	—	25	600	1 000	11 000	3 600
40	—	40	600	1 200	11 000	4 400
63	—	63	800	1 400	12 000	5 000
100	—	100	800	1 800	12 000	7 000
125	—	125	1 000	2 200	12 000	9 000
160	—	160	1 000	2 400	12 000	10 000
200	—	200	1 200	2 800	12 500	11 500
224	—	224	1 200	2 800	12 500	12 000
250	—	250	1 200	3 000	12 500	13 000
280	—	280	1 400	3 200	12 500	14 000
315	—	315	1 400	3 400	13 000	15 000
355	—	355	1 400	3 600	13 000	18 500
400	—	400	1 600	3 800	13 000	20 000
450	—	450	1 600	4 000	13 500	22 500
500	—	500	1 800	4 500	13 500	24 000
560	—	560	1 800	4 500	13 500	26 000
630	—	630	1 800	5 000	14 000	29 000
710	—	710	2 000	5 000	14 000	31 000
800	—	800	2 200	5 600	14 500	37 800
—	—	900	2 200	5 600	14 500	40 500
—	1 000	—	2 000	6 300	14 500	42 600
—	—	1 120	2 400	6 300	15 000	45 400
—	1 250	—	2 200	6 300	15 000	51 900
—	—	1 400	2 800	7 000	16 000	60 300
—	1 600	—	2 400	7 500	16 000	70 200
—	—	1 800	3 000	8 000	16 500	75 000
—	2 000	—	2 800	8 500	16 500	83 000
—	—	2 240	3 200	9 000	17 000	90 000
—	2 500	—	3 000	9 500	17 000	103 000
—	2 800	—	3 200	10 000	18 000	120 000
—	3 150	—	3 400	10 000	18 000	130 000

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 — 0,554 до 1,6 МПа.

Выпарной аппарат (тип 3, исполнение 2)
Техническая характеристика (линейные размеры в мм)

Площадь поверхности теплообмена (номинальная), м ² , при диаметре трубы 38 × 2 и длине		Диаметр греющей камеры D_1 , не менее	Диаметр сепаратора D_2 , не более	Высота аппарата H , не более	Высота парового пространства H_1 , не более	Масса аппарата, кг, не более
$l = 4000$	$l = 6000$					
10	12,5	400	600	9 000	1 500	1 500
16	20	400	800	9 000	1 500	2 000
25	31,5	600	1 000	9 500	1 500	2 900
40	50	600	1 200	9 500	1 500	3 600
63	80	800	1 600	10 500	1 500	5 800
100	112	1 000	1 800	12 000	2 000	8 800
125	140	1 000	2 200	12 000	2 000	10 000
160	180	1 200	2 400	12 500	2 000	13 000
200	224	1 200	2 800	12 500	2 000	15 000
250	280	1 400	3 200	13 500	2 000	20 000
315	355	1 600	3 600	15 000	2 000	23 500
—	400	1 600	3 800	15 000	2 000	30 500
—	450	1 600	4 000	16 000	2 000	32 500
—	500	1 600	4 500	16 000	2 000	35 500
—	560	1 600	4 500	16 000	2 000	40 000
—	630	1 800	5 000	17 000	2 000	45 500
—	710	1 800	5 000	17 000	2 000	51 000
—	800	2 000	5 600	18 000	2 000	58 500

Примечание. Условное давление в греющей камере—от 0,014 до 1,6 МПа, в сепараторе—от 0,054 до 1,0 МПа.

Приложение 6.3

Основные размеры барометрических конденсаторов

Размеры, мм	Внутренний диаметр конденсатора d_6 , к. 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 днища аппарата r	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200
Ширина полки b	—	—	500	650	750	1000	1250

Размеры, мм	Внутренний диаметр конденсатора $d_{б.к.}$, мм						
	500	600	800	1000	1200	1600	2000
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
Условные проходы штуцеров:							
для входа пара (А)	300	350	350	400	450	600	800
» входа воды (Б)	100	125	200	200	250	300	400
» выхода парогазовой смеси (В)	80	100	125	150	200	200	250
для барометрической трубы (Г)	125	150	200	200	250	300	400
воздушник (С)	—	—	25	25	25	25	25
для входа парогазовой смеси (И)	80	100	180	150	260	200	250
для выхода парогазовой смеси (Ж)	50	70	80	100	150	200	150
для барометрической трубы (Е)	50	50	70	70	80	80	100

ГЛАВА 7

ЕМКОСТНЫЕ ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- G — массовый расход, кг/с (кг/ч; кг/сутки); масса, кг;
 x — массовая концентрация вещества, % или доли;
 Q — количество теплоты (тепловая нагрузка), Вт (Дж);
 q — удельная теплота, Дж/моль;
 V — объемная производительность, м³/с (м³/ч; м³/сутки); объем, м³;
 τ — время, с;
 t — температура, °С;
 T — температура, К;
 m — число аппаратов.

7.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Реактор — аппарат, в котором протекает основной процесс химической технологии — образование нового продукта в результате сложного взаимодействия исходных веществ, должен работать эффективно, т. е. обеспечивать требуемую глубину и избирательность химического превращения. Реактор должен удовлетворять следующим требованиям: иметь необходимый реакционный объем, обеспечивать заданную производительность и определенный гидродинамический режим движения реагентов, создавать требуемую поверхность контакта взаимодействующих фаз, поддерживать необходимый теплообмен в процессе, уровень активности катализатора и т. д.

Устройство реактора определяет ряд факторов: агрегатное состояние реагирующих и образующихся веществ и консистенция реакционной массы, интенсивность перемешивания реагентов, температура реакции и давление, тепловой эффект и интенсивность теплообмена, химические свойства перерабатываемых веществ, наличие или отсутствие катализаторов, заданная производительность аппарата, непрерывность или периодичность процесса, удобство монтажа и ремонта аппарата, простоту его изготовления и т. д.

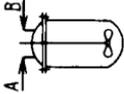
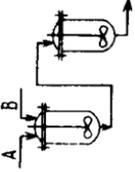
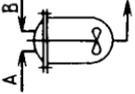
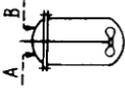
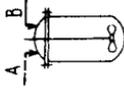
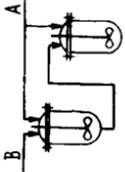
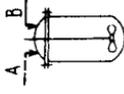
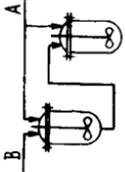
Реакторы классифицируются:

- 1) по принципу организации процесса — периодические, непрерывные, полунепрерывные (полупериодические);
- 2) по гидродинамическому режиму — аппараты полного вытеснения, полного смешения, промежуточного типа;
- 3) по тепловому режиму — изотермические, адиабатические, политропические;
- 4) по фазовому состоянию перерабатываемых материалов — для проведения гомогенных реакций в газовой или жидкой фазе, для проведения реакций в газовой фазе над твердыми или жидкими катализаторами, для проведения реакций между газами и жидкостями над твердыми катализаторами;
- 5) по конструктивным особенностям — аппараты типа реакционной камеры, колонны, теплообменника или печи.

Основными факторами сравнения химических реакторов, определяющими выбор типа аппарата, являются кинетика химической реакции, отношение порядков основной и побочных реакций, а также распределение времени пребывания реагентов, концентраций и температур в реакционном объеме. Эти факторы в различных типах реакторов могут по-разному влиять на степень превращения реагентов, избирательность их химического превращения, себестоимость получаемого продукта. Одной из важнейших характеристик реактора является его удельная производительность, непосредственно связанная с кинетикой химического процесса и типом аппарата.

Таблица 7.1

Выбор типа реактора по селективности и способу введения реагентов

Тип реакции	Соотношение скоростей	Реактор	
		смещения периодического действия	вытеснения
$A + B \xrightarrow[2]{1} C \xrightarrow{2} D$ $A + B \xrightarrow[1]{(+B)} C \xrightarrow{2} D$	$n_{A_1} > n_{A_2}$ $n_{B_1} > n_{B_2}$		
			<p>Каскад аппаратов</p> 
$A + B \xrightarrow[2]{1} C \xrightarrow{2} D$	$n_{A_1} < n_{A_2}$ $n_{B_1} < n_{B_2}$		<p>С рециркуляцией</p> 
			<p>Одиночный аппарат</p> 
$A + B \xrightarrow[1]{+B} C \xrightarrow{+A} D$	$n_{A_1} < n_{A_2}$ $n_{B_1} > n_{B_2}$		<p>Каскад аппаратов с параллельным питанием</p> 

Общее правило, устанавливающее связь между избирательностью химического процесса и его аппаратным оформлением: если зависимость между степенью превращения и избирательностью падает, то следует выбирать реактор смешения периодического действия или реактор вытеснения, а для реакций с возрастающей зависимостью — реактор смешения непрерывного действия. Выбор типа реактора по избирательности и способу подачи реагентов приведен в табл. 7.1.

Важную роль при выборе реактора играют простота конструкции аппарата и его экономическая эффективность, т. е. зависимость себестоимости продукта и ее слагаемых, а также прибыли от величины удельной производительности.

7.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА РЕАКТОРОВ

Большое разнообразие конструкций реакторов и специфика протекающих в них процессов обусловили разнообразие способов их расчета по конкретной для каждого процесса методике.

Для реакторов непрерывного действия существует следующий порядок расчета.

1. Термодинамический расчет процесса, при котором определяют наиболее оптимальные параметры его режима (температуру, давление, степень превращения веществ).

2. Материальный баланс.

3. Кинетический расчет для определения объема реакционного пространства. Его проводят графоаналитическим или аналитическим способом. Сначала определяют продолжительность протекания реакции, а затем — полезный объем реактора.

4. Тепловой расчет реактора. При решении теплового баланса определяют количество теплоты, которое необходимо подводить или отводить из реактора, расход теплоносителя.

5. Определение поверхности теплообмена и размеров рубашки, змеевика или трубчатки.

6. Технологический расчет мешалки, определение мощности при перемешивании.

Расчет реакторов периодического действия типа реакционной камеры сводится к определению числа аппаратов при заданном их объеме, обеспечивающих заданную суточную производительность.

7.2.1. Материальный баланс

Материальный баланс химических процессов составляют для определения количеств перерабатываемых и получаемых веществ. Вычисляемые количества веществ могут быть отнесены к единице времени (кг/сутки; кг/ч; кг/с) или к единице массы получаемого продукта. В последнем случае материальный баланс не изменяется с изменением мощности производства.

Основой для составления материального баланса химического процесса служит стехиометрическое уравнение химической реакции:



где А и В — исходные вещества; С и D — продукты реакции; a, b, c, d — стехиометрические коэффициенты.

Обозначим M_A, M_B, M_C, M_D — молекулярные массы взаимодействующих веществ (участвующих в реакции и полученных в результате реакции).

Допустим, что реакция (7.1) протекает необратимо слева направо. Тогда в конце процесса израсходуется все вещество А, т. е. $G_A = 0$.

Количество израсходованного вещества В составляет

$$G_B = G_A (bM_B/aM_A). \quad (7.2)$$

а количества образующихся веществ С и D при 100 %-ном превращении

$$G_C = G_A (cM_C/aM_A); \quad G_D = G_A (dM_D/aM_A). \quad (7.3)$$

где G_A, G_B, G_C, G_D — 100 %-ные вещества.

При проведении производственного процесса масса готового продукта получается меньше теоретической. Объясняется это тем, что реакции могут проходить не до конца, образуются побочные продукты, есть механические потери и т. д.

Отношение количества фактически полученного готового продукта G_Φ к теоретически возможному G_T называется выходом:

$$\eta = G_\Phi/G_T. \quad (7.4)$$

Выход η всегда меньше единицы.

С учетом выхода η количество образующихся по реакции веществ С и D составит

$$G'_C = G_C/\eta; \quad G'_D = G_D/\eta. \quad (7.5)$$

Если производственный процесс состоит из нескольких стадий и на каждой из них есть определенный выход η_i , то общий выход готового продукта по всему производственному процессу равен:

$$\eta_{об} = \eta_1 \eta_2 \eta_3 \dots \eta_i, \quad (7.6)$$

где η_1, \dots, η_i — выходы по стадиям.

Если вещество В взято с избытком, то часть его остается непрореагированной и определяется из равенства

$$G'_B = G_B - (G_A bM_B/aM_A). \quad (7.7)$$

Материальный баланс

Приход				
наименование сырья	количество, кг		плотность, кг/м ³	объем, м ³
	техниче- ского	100 %		
Вещество А	$G_{A_{\text{техн}}}$		$\rho_{A_{\text{техн}}}$	$V_{A_{\text{техн}}}$
В том числе: вещество А примеси		$G_A - G_{A_{\text{техн}}}$		-
Вещество В	$G_{B_{\text{техн}}}$		$\rho_{B_{\text{техн}}}$	$V_{B_{\text{техн}}}$
В том числе: вещество В примеси		$G_B - G_{B_{\text{техн}}}$		
Всего				

Продолжение табл. 7.2

Расход				
наименование продукта	количество, кг		плотность, кг/м ³	объем, м ³
	техниче- ского	100 %		
Продукт С	$G_{C_{\text{техн}}}$		$\rho_{C_{\text{техн}}}$	$V_{C_{\text{техн}}}$
В том числе: вещество С примеси		$G_C - G_{C_{\text{техн}}}$		
Продукт D	$G_{D_{\text{техн}}}$		$\rho_{D_{\text{техн}}}$	$V_{D_{\text{техн}}}$
В том числе: вещество D примеси		$G_D - G_{D_{\text{техн}}}$		
Непрореагировавшее вещество В	$G_{B_{\text{техн}}}$		$\rho_{B_{\text{техн}}}$	$V_{B_{\text{техн}}}$
Примеси веществ:				
А		$G_{A_{\text{техн}}} - G_A$	$\rho_{\text{прим. А}}$	$V_{\text{прим. А}}$
В		$G_{B_{\text{техн}}} - G_B$	$\rho_{\text{прим. В}}$	$V_{\text{прим. В}}$
Всего				

Расход вещества A рассчитываются исходя из заданной производительности:

$$G_A = GaM_A / (\eta_{об} c M_C). \quad (7.8)$$

Здесь G — суточная производительность продукта C , кг:

$$G = 1000 P x_C / 330, \quad (7.9)$$

где P — годовая мощность производства, т/год; x_C — массовая доля вещества C в техническом продукте; 330 — число дней работы оборудования в году; 1000 — пересчет тонны в кг.

В пересчете на технический продукт расход вещества A :

$$G_{A_{техн}} = G_A / x_A, \quad (7.10)$$

где x_A — массовая доля вещества A в техническом продукте

Аналогично определяют расход вещества B .

Результаты материального расчета сводятся в табл. 7.2.

7.2.2. Тепловой баланс

Все промышленные химические процессы должны проводиться при строго определенных заданных температурных условиях и в большинстве случаев требуют подвода или отвода теплоты. Тепловой расчет сводится в основном к составлению теплового баланса процесса, определению количества подводимой или отводимой теплоты, определению расхода теплоносителей или хладагентов и вычислению площади поверхности теплообмена.

Уравнение, выражающее тепловой баланс химического процесса, может быть представлено в следующей общей форме:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6. \quad (7.11)$$

Здесь Q_1 — теплота, вносимая в аппарат с перерабатываемыми веществами; Q_2 — теплота, отдаваемая теплоносителем перерабатываемым веществам или отводимая охлаждающими агентами; Q_3 — тепловой эффект химического процесса; Q_4 — теплота, уносимая из аппарата с продуктами реакции; Q_5 — теплота, расходуемая на нагревание аппарата (при проведении непрерывных процессов Q_5 не учитывается); Q_6 — тепловые потери в окружающую среду.

Основная величина Q_2 находится по формуле

$$Q_2 = Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 - Q_3. \quad (7.12)$$

Количество теплоты, вносимой в аппарат с перерабатываемыми веществами и уносимой из аппарата с продуктами реакции, может быть определено по уравнению

$$Q_{1,4} = \sum Gct. \quad (7.13)$$

Массовые количества веществ G берут по данным материального баланса (табл. 7.2); для периодических процессов — масса веществ на одну загрузку; для непрерывных процессов — масса веществ за 1 ч работы аппарата.

Значения температур заданы технологическим регламентом. Тепловой эффект химического процесса представляет собой суммарное количество теплоты, которая выделяется или поглощается при протекании химических реакций и сопровождающих их физико-химических процессов (растворение, гидратация, испарение и т. д.):

$$Q_3 = Q_p + Q_{ф.п.} \quad (7.14)$$

где Q_p — тепловой эффект химического процесса, кДж; $Q_{ф.п.}$ — тепловой эффект физического процесса, кДж.

Тепловой эффект химических реакций Q_p определяют: 1) по теплотам образования из элементов реагирующих и образующихся соединений; 2) по теплотам сгорания исходных веществ и продуктов реакции; 3) по константам равновесия.

Тепловой эффект химических реакций чаще всего находят по первому методу. При этом для вычислений пользуются законом Гесса:

$$Q_p = q_p N, \quad (7.15)$$

где q_p — молекулярная теплота реакции; N — число молей образующихся веществ.

Молекулярная теплота реакции определяется по формуле

$$q_p = \sum q_k - \sum q_n \quad (7.16)$$

Здесь $\sum q_k$ — сумма теплот образования соединений при химическом взаимодействии, кДж/моль; $\sum q_n$ — сумма теплот образования соединений, q_c — мольная теплота сгорания соединения, кДж/кмоль.

Теплоты образования реагирующих и образующихся соединений могут быть найдены в справочниках физико-химических величин. При отсутствии этих данных их можно вычислить по теплотам сгорания как разность между теплотой сгорания элементов, входящих в соединение, и теплотой сгорания самого соединения:

$$q_o = \sum n q_a - q_c \quad (7.17)$$

где q_o — удельная теплота образования, кДж/моль; n — число одноименных атомов в молекуле; q_a — теплота сгорания 1 грамм-атома элемента, кДж; q_c — мольная теплота сгорания соединения, кДж/кмоль.

Теплоты сгорания q_a для органических соединений, содержащих атомы С, Н, Вг, Cl, F, I, N, O и S могут быть определены из приведенных ниже данных:

Элементы	q_a , ккал	Элементы	q_a , ккал
Углерод	94,38	Азот	0 (15,61)
Водород	34,19	Кислород	0
Бром	0 (5,65)	Фтор	41,4
Хлор	0 (5,27)	Сера	69,3 (139,1)
Иод	0		

Примечание. Обычно продуктами сгорания органических соединений являются газообразные CO_2 , Cl_2 , N_2 и SO_2 , жидкие H_2O и B_2 , твердый I_2 и HF в водном растворе. Значения q_a для получения продуктов сгорания HBr , HCl , HNO_3 и H_2SO_4 , получаемых в виде водных растворов, заключены в скобках. 1 ккал = 4187 Дж.

Теплоты сгорания q_c жидких органических соединений могут быть определены по формуле Караша:

$$q_c = 26,05n + \sum \Lambda n' \quad (7.18)$$

Здесь 26,05 — количество теплоты, выделяющейся при смещении одного электрона атома углерода или водорода к атому кислорода, ккал; $n = C_4 \cdot 4 + C_3 \cdot 3 + C_2 \cdot 2 + C_1 \cdot 1 + H \cdot 1$ — число перемещающихся электронов (C_4, C_3, C_2, C_1 — число атомов углерода, в которых при данной реакции перемещается соответственно 4, 3, 2 электрона и один электрон; H — число атомов водорода, в которых перемещаются электроны); Λ — тепловая поправка, соответствующая данному заместителю [см. [21], табл. 2]; n' — число одинаковых заместителей.

Пользуясь формулой (7.18), можно определить теплоту сгорания большинства жидких органических соединений. В тех случаях, когда требуется вычислить теплоту сгорания органических соединений, находящихся в другом агрегатном состоянии, необходимо вносить соответствующие поправки, учитывающие теплоту плавления, теплоту испарения или теплоту растворения. С учетом поправки на агрегатное состояние q_{ag} теплота образования соединения q_o будет равна:

$$q_o = \sum q_c^2 - q_c + q_{ag} \quad (7.19)$$

где $\sum q_c^2$ — сумма теплот сгорания элементов; q_c — теплота сгорания соединения.

Общие формулы тепловых поправок на агрегатное состояние приведены в [20; 21].

Теплоты физических процессов испарения, плавления и др. могут быть определены по справочникам физико-химических величин или рассчитаны по приведенным ниже формулам.

Для определения теплот испарения $q_{исп}$ могут быть использованы следующие формулы:

Клаузиуса — Клайперона

$$q_{исп} = \frac{19,17 \lg(p_2/p_1)}{[(1/T_1) - (1/T_2)] M}; \quad (7.20)$$

Кистяковского

$$q_{исп} = (36,66 + 19,17 \lg T_{кип}) T_{кип}/M; \quad (7.21)$$

Трутона

$$q_{\text{исп}} = 4,19KT_{\text{кип}}/M; \quad (7.22)$$

Нернста

$$q_{\text{исп}} = 4,19T_{\text{кип}}(9,5 \lg T_{\text{кип}} + 0,007T_{\text{кип}})/M, \quad (7.23)$$

где p_1, p_2 — давление паров жидкости при температурах T_1 и T_2 ; M — молярная масса испаряемой жидкости; $T_{\text{кип}}$ — температура кипения жидкости. K ; K — постоянная величина (для большинства органических соединений $K = 20 \div 22$).

Кроме того, для соединений, разлагающихся ниже температуры кипения (температура кипения неизвестна), $q_{\text{исп}}$ рассчитывают по эмпирической формуле

$$q_{\text{исп}} = 4,19 \cdot 240\sigma/M, \quad (7.24)$$

где σ — сумма валентностей атомов, входящих в состав соединения.

Теплота плавления $q_{\text{пл}}$ определяется по формуле

$$q_{\text{пл}} = 4,19K_{\text{пл}}T_{\text{пл}}/M. \quad (7.25)$$

Здесь $K_{\text{пл}}$ — постоянная величина, равная 9—11 для органических соединений и 5—7 для неорганических соединений; $T_{\text{пл}}$ — температура плавления, К.

Между температурой плавления $T_{\text{пл}}$ и температурой кипения $T_{\text{кип}}$ существует зависимость:

$$T_{\text{пл}}/T_{\text{кип}} = K, \quad (7.26)$$

где K — постоянная, равная 0,58 для органических соединений и 0,72 для неорганических соединений.

Таким образом,

$$\frac{q_{\text{исп}}}{q_{\text{пл}}} = \frac{22T_{\text{кип}}}{10T_{\text{пл}}} = \frac{22T_{\text{кип}}}{10 \cdot 0,58T_{\text{кип}}} = 3,8 \quad (7.27)$$

или

$$q_{\text{пл}} = 0,26q_{\text{исп}}. \quad (7.28)$$

Теплота растворения твердых веществ:

$$q_{\text{раст}} = \frac{4,19 \cdot 4,575T_1T_2 \lg(C_1/C_2)}{(T_1 - T_2)M}, \quad (7.29)$$

где C_1, C_2 — растворимости вещества при температурах T_1 и T_2 соответственно.

Если процесс проводится в открытых аппаратах и некоторая часть жидких веществ при этом испаряется, то количество теплоты, расходуемой на компенсацию теплопотерь, следует увеличить на составляющую $q_{\text{и}}$, учитывающую расход теплоты на испарение:

$$q_{\text{и}} = Wr, \quad (7.30)$$

где W — масса испаряемой жидкости, кг; r — удельная теплота испарения, кДж/кг.

Определение теплот образования солей с помощью теплоты нейтрализации приведено в [20].

Примеры расчета теплоты образования и сгорания органических соединений даны в [20].

Теплота, затраченная на нагрев или охлаждение отдельных частей аппарата:

$$Q_3 = \sum Gc(t_k - t_n). \quad (7.31)$$

Здесь G — массы отдельных частей аппарата; c — удельные теплоемкости отдельных частей аппарата; t_n, t_k — начальная и конечная температуры отдельных частей аппарата.

Начальная температура t_n равна температуре помещения цеха (ориентировочно 15—20 °С).

Конечная температура t_k приближается к температуре того теплоносителя, для которого коэффициент теплоотдачи α больше.

При $\alpha_1 \approx \alpha_2$ конечная температура t_k равна среднему арифметическому между температурами стенок со стороны греющего (охлаждающего) агента и реакционной массы:

$$t_k = (t_{\text{гор}} + t_p)/2; \quad (7.32)$$

$$t_k = (t_{\text{хол}} + t_p)/2. \quad (7.33)$$

Расчеты потерь теплоты в окружающую среду и расхода теплоносителей приведены в гл. 5.

Результаты теплового расчета сводятся в таблицу теплового баланса.

7.2.3. Технологический расчет реактора

Для расчета числа реакционных аппаратов и их вместимостей необходимо знать объем веществ, перерабатываемых в сутки на данной стадии процесса, время проведения процесса и принципы его организации.

Периодический процесс. Число операций β , которое может быть проведено в сутки в одном аппарате:

$$\beta = 24/\tau, \quad (7.34)$$

где τ — время проведения процесса, ч.

Число операций α , которое должно быть проведено в течение суток для обеспечения заданной производительности:

$$\alpha = V_{\text{сут}}/V_p = V_{\text{сут}}/(V_a\varphi), \quad (7.35)$$

где $V_{\text{сут}}$ — объем веществ, перерабатываемых в сутки; V_p — рабочий объем аппарата; V_a — полный объем аппарата; $\varphi = V_p/V_a$ — степень заполнения аппарата.

Необходимое число рабочих аппаратов:

$$m_p = \alpha/\beta = \alpha\tau/24 = V_{\text{сут}}\tau/(24V_a\varphi). \quad (7.36)$$

Число устанавливаемых аппаратов с учетом резерва мощности:

$$m = m_p (1 + 0,01\delta). \quad (7.37)$$

Здесь δ — резерв мощности аппаратуры (для обычных условий принимается равным 10--15 %, в особых случаях и при серьезных обоснованиях он может быть значительно увеличен).

В расчетах исходят из объема одного аппарата V_a и определяют общее число аппаратов или же задаются числом аппаратов и определяют объем одного аппарата по формуле

$$V_a = V_{\text{СУТ}} \tau (1 + 0,01\delta) / (24m\phi). \quad (7.38)$$

Значения степени заполнения аппарата ϕ приведены ниже:

Характер процесса, протекающего в аппарате	ϕ
Физический или химический процесс без пенообразования	0,75—0,8
Физический или химический процесс с пенообразованием (нейтрализация, кипячение и др.)	0,4—0,6
Отмеривание жидкостей (мерники)	0,8—0,85
Хранение жидкостей	0,8—0,9

Выбирая число устанавливаемых аппаратов, следует учитывать, что применение большого количества малопроизводительных аппаратов приводит к повышению числа операций загрузки и выгрузки, числа точек контроля и объектов наблюдения и к увеличению фронта обслуживания аппаратов, площади и объема производственного сооружения. Как правило, целесообразно устанавливать меньшее число высокопроизводительных аппаратов. При этом значительно сокращаются капитальные затраты и уменьшаются эксплуатационные расходы.

Число реакторов периодического действия в одной установке, исходя из возможности их обслуживания одним аппаратчиком, должны быть

$$m \leq \tau / \tau_b = 1 / (1 - \eta_r). \quad (7.39)$$

Временной коэффициент полезного действия реактора η_r определяется как

$$\eta_r = \tau_p / \tau = \tau_p / (\tau_p + \tau_b) = 0,7 \div 0,8. \quad (7.40)$$

Вспомогательное время работы реактора τ_b складывается из длительностей операций подготовки реактора τ_1 , заполнения его жидкостью τ_2 , разогрева реактора и реакционной массы τ_3 , охлаждения τ_4 и опорожнения τ_5 :

$$\tau_b = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5. \quad (7.41)$$

Все временные показатели процесса берут из технологического регламента производства или рассчитывают [9].

Время подготовки реактора к новому циклу задается регламентом и лежит в пределах $\tau_1 = 10 \div 60$ мин. Длительность заполнения реактора жидкостью можно рассчитать по формуле

$$\tau_2 = V_{\text{ж}}/V_{\text{нс}}, \quad (7.42)$$

где $V_{\text{ж}}$ — объем жидкости в реакторе, м^3 ; $V_{\text{нс}}$ — производительность насоса, подающего жидкость в реактор, $\text{м}^3/\text{с}$.

Длительность опорожнения реактора τ_5 зависит от способа выгрузки из него прореагировавшей жидкости и ориентировочно может быть рассчитана по следующим формулам.

При опорожнении реактора через трубу передавливания время выгрузки составит (в с)

$$\tau_5 = 900V_{\text{ж}}/D^2, \quad (7.43)$$

где D — диаметр сосуда.

При опорожнении реактора через сливной штуцер:

$$\tau_5 = 1,1 \cdot 10^3 V_{\text{ж}} / (H_{\text{ж}}^{0,5} D^2), \quad (7.44)$$

где $H_{\text{ж}}$ — начальная высота уровня жидкости в реакторе, м.

Продолжительность разогрева τ_3 и охлаждения τ_4 реактора при известной площади поверхности рубашки (змеевика) F может быть рассчитана по формуле

$$\tau_{3,4} = Q_{3,4} / [FK_{3,4} (\Delta t_{\text{ср}})_{3,4}]. \quad (7.45)$$

Расчет величин, входящих в уравнение (7.45), приведен в гл. 5.

По окончании расчетов номинальный объем реактора выбирают по [10; 7.3].

Непрерывный процесс. 1. Заданы объем перерабатываемых веществ $V_{\text{с}}$ и продолжительность пребывания материала в аппарате $\tau_{\text{с}}$.

Рабочий объем всей аппаратуры:

$$V_{\text{р}} = V_{\text{с}} \tau_{\text{с}}. \quad (7.46)$$

Необходимое число аппаратов:

$$m_{\text{р}} = V_{\text{с}} \tau_{\text{с}} / (V_{\text{аф}}), \quad (7.47)$$

Таким образом,

$$m = m_{\text{р}} (1 + 0,01\delta) = V_{\text{с}} \tau_{\text{с}} (1 + 0,01\delta) / (V_{\text{аф}}), \quad (7.48)$$

откуда

$$V_{\text{а}} = V_{\text{с}} \tau_{\text{с}} (1 + 0,01\delta) / (m\varphi). \quad (7.49)$$

2. Заданы те же величины, что и в предыдущем случае, и скорость движения веществ в аппарате ω .

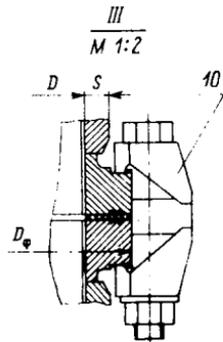
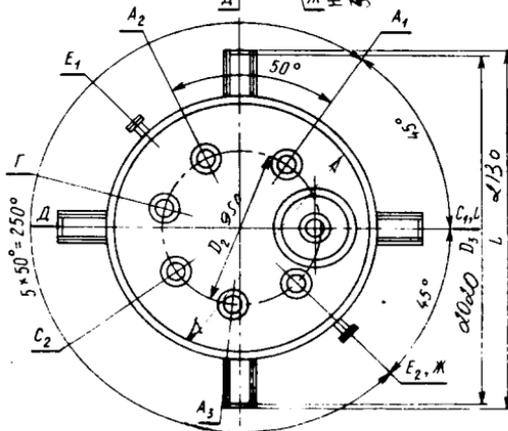
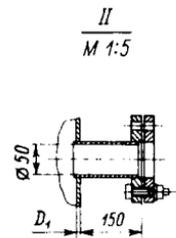
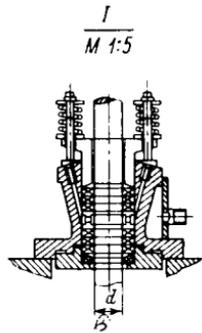
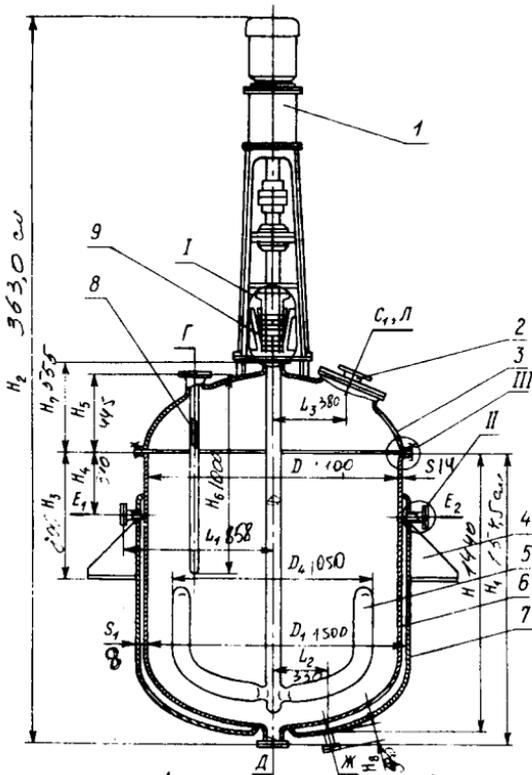


Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный D_y , мм	Давление условное P_y , МПа
A ₁₋₃	Вход продукта	3	100	0,1
Г	Для гильзы термометра	1	100	0,1
Д	Выход продукта	1	100	0,1
E ₁₋₂	Выход хладагента	2	50	0,2
Ж	Вход хладагента	1	50	0,2
C ₁₋₂	Для смотрового стекла	2	100	0,1
Л	Люк	1	400	0,1

Зона	Формат	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание		
				<u>Сборочные единицы</u>				
		1		Привод мешалки	1			
		2		Крышка люка	1			
		3		Крышка	1			
		4		Опора	4			
		5		Мешалка якорная	1			
		6		Корпус	1			
		7		Рубашка	1			
		8		Гильза с термометром	1			
		9		Уплотнение торцовое	1			
		10		Устройство зажимное	40			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Аппарат с механическим перемешивающим устройством Чертеж общего вида	Лит.	Масса	Масшт.
Разраб.							5200	1:20
Пров.						Лист	Листов	
Н. конт.								

Рис. 7.1. Аппарат с механическим перемешивающим устройством (с поверхностью теплообмена в виде рубашки). Чертеж общего вида

По объему перерабатываемых веществ V_c определяется площадь поперечного сечения аппарата

$$f = V_c/w, \quad (7.50)$$

а по продолжительности пребывания материала в аппарате — высота или длина аппарата:

$$L = w\tau. \quad (7.51)$$

Если найденная площадь поперечного сечения аппарата окажется слишком большой, то устанавливается m аппаратов, соединенных параллельно. При этом каждый аппарат имеет площадь поперечного сечения f/m .

Если же слишком большой оказывается длина, то устанавливается m аппаратов, соединенных последовательно. При этом каждый аппарат имеет площадь поперечного сечения f и длину L/m .

7.2.4. Определение площади поверхности теплообмена и размеров рубашки, змеевика или трубчатки

Площадь поверхности теплообмена F реактора периодического действия определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = KF\tau\Delta t_{\text{ср}}. \quad (7.52)$$

Здесь Q — количество теплоты, передаваемой теплоносителем перерабатываемым веществам или отводимой охлаждающими агентами (принимается равным Q_2 из формулы (7.12)).

У емкостных аппаратов с рубашками площадь теплообменной поверхности равна:

$$F_{\text{руб}} = \pi DH_{\text{руб}} + F_{\text{дн}}, \quad (7.53)$$

где D — внутренний диаметр аппарата; $H_{\text{руб}}$ — высота цилиндрической части аппарата, заключенной в рубашку; $F_{\text{дн}}$ — площадь поверхности дна.

Если в процессе расчета необходимая площадь поверхности теплообмена F больше площади поверхности рубашки, то внутри реактора устанавливается змеевик с площадью поверхности

$$F_{\text{зм}} = F - F_{\text{руб}}. \quad (7.54)$$

Расчет средней разности температур и коэффициента теплопередачи приведен в гл. 5, время нагрева (охлаждения) определяется условиями процесса.

Конструкция аппарата с рубашкой с механическим перемешивающим устройством представлена на рис. 7.1, основные размеры приведены в табл. 7.3.

Таблица 7.3

Основные технические данные стальных эмалированных аппаратов с перемешивающим устройством

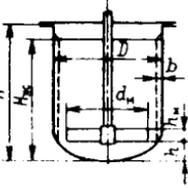
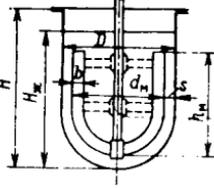
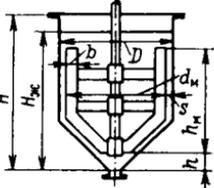
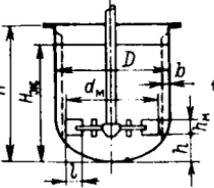
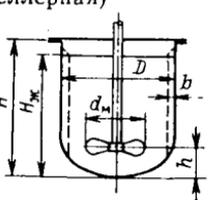
Показатель	Объем, м ³							
	0,63	1,0	1,6	2,5	4,0	6,3	10	16
Условное давление (избыточное), МПа (кгс/см ²), не более:								
в корпусе	0,6 (6)	0,6 (6)	0,6 (6)	0,3 (3)	0,3 (3)	0,3 (3)	0,3 (3)	0,3 (3)
в рубашке	1,0 (10)	1,0 (10)	1,0 (10)	0,6 (6)	0,6 (6)	0,6 (6)	0,6 (6)	0,6 (6)
Площадь поверхности теплообмена, м ²	2,28	3,45	4,73	6,3	9,1	12,3	18,5	27,4
Диаметр вала мешалки в зоне сальникового уплотнения, мм	57	57	65	65	80	130	130	130
Основные размеры, мм:								
<i>D</i>	900	1 000	1 200	1 400	1 600	1 800	2 200	2 400
<i>D</i> ₁	1 000	1 100	1 300	1 500	1 700	2 000	2 404	2 604
<i>D</i> ₂	620	700	850	950	1 000	1 220	3 052	3 288
<i>D</i> ₃	1 290	1 525	1 730	2 020	2 240	2 580	2 935	3 910
<i>D</i> ₄	760	800	950	1 050	1 250	1 550	2	—
<i>H</i>	870	1 140	1 280	1 440	1 790	2 250	2 935	3 910
<i>H</i> ₁	960	1 245	1 385	1 545	1 895	2 355	3 060	4 035
<i>H</i> ₂	2 760	3 040	3 340	3 630	4 700	5 600	5 405	6 380
<i>H</i> ₃	530	600	700	800	830	1 100	1 775	1 855
<i>H</i> ₄	290	290	320	340	400	460	1 020	1 095
<i>H</i> ₅	315	345	375	445	505	515	—	—
<i>H</i> ₆	500	700	700	1 000	1 300	1 300	—	—
<i>H</i> ₇	365	405	465	555	610	670	—	—
<i>H</i> ₈	90	90	90	90	90	90	—	—
<i>L</i>	1 350	1 615	1 820	2 130	2 350	2 710	3 192	3 448
<i>L</i> ₁	608	658	758	858	958	1 108	1 352	1 452
<i>L</i> ₂	200	330	330	330	330	400	—	—
<i>L</i> ₃	2	300	365	380	460	530	—	—
<i>S</i>	12	12	14	14	16	14	—	—
<i>S</i> ₁	8	8	8	8	8	8	—	—
<i>R</i>	260	300	350	400	500	610	—	—
<i>d</i>	24	24	24	35	35	35	—	—
Масса, кг, не более	1 060	1 400	1 890	2 440	3 740	5 200	7 700	10 000

7.3. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ МЕШАЛКИ

Перемешивание применяется для приготовления эмульсий, суспензий, смесей, гомогенизации растворов, а также интенсификации тепло- и массообменных процессов, химических и биохимических реакций.

Основные характеристики любого процесса перемешивания — расход энергии, эффективность и интенсивность перемешивания.

Основные параметры и условия работы перемешивающих устройств [9]

Тип мешалки	Основные параметры	Условия работы
<p>Лопастная</p> 	$D/d_M = 1,4 \div 1,7;$ $h_m/d_M = 0,1;$ $h/d_M = 0,4 \div 1,0;$ $b/d_M = 0,1;$ $\xi_M = 0,86$	<p>Перемешивание взаимнорастворимых жидкостей, взвешивание твердых и волокнистых частиц в жидкости, взмучивание легких осадков, медленное растворение кристаллических и волокнистых веществ; $\omega = 1,5 \div 5$ м/с при $\mu \leq \leq 0,5$ Па·с; $\omega = 1,5 \div 3,2$ м/с при $\mu = 0,5 \div 3$ Па·с</p>
<p>Якорная</p> 	$D/d_M = 1,05 \div 1,30;$ $h_m/d_M = 0,8 \div 1,0;$ $S/d_M = 0,01 \div 0,06;$ $\xi_M = 1,2$	<p>Перемешивание вязких и тяжелых жидкостей, интенсификация теплообменных процессов, предотвращение выпадения осадка на стенках и днище, суспендирование в вязких средах: $\omega = 0,5 \div \div 4$ м/с при $\mu \leq 10$ Па·с</p>
<p>Рамная</p> 	$D/d_M = 1,05 \div 1,30;$ $b/d_M = 0,07;$ $h_m/d_M = 0,9 \div 1,0;$ $h/d_M = 0,01 \div 0,06;$ $S/d_M = 0,01 \div 0,06;$ $\xi_M = 1,28$	<p>Взвешивание и растворение твердых кристаллических частиц (с массовым содержанием до 80 %) и волокнистых (с массовым содержанием до 5 %); эмульгирование жидкостей с большой разностью плотностей, диспергирование газа в жидкости; перемешивание ньютоновских жидкостей; $\omega = 2,5 \div 10$ м/с при $\mu \leq 10$ Па·с; $\omega = 2,5 \div 7$ м/с при $\mu = 10 \div \div 40$ Па·с</p>
<p>Турбинная</p> 	$D/d_M = 3 \div 4;$ $h_m/d_M = 0,2;$ $h/d_M = 0,4 \div 1;$ $l/d_M = 0,25;$ $b/d_M = 0,1;$ $\xi_M = 8,4$	<p>Взвешивание твердых (с массовым содержанием до 50 %) и волокнистых частиц; взмучивание шламов; эмульгирование жидкостей; интенсификация теплообмена; $\omega = 3,8 \div 16$ м/с при $\mu \leq \leq 0,1$ Па·с; $\omega = 3,8 \div 10$ м/с при $\mu = 0,1 \div 4$ Па·с</p>
<p>Трехлопастная (пропеллерная)</p> 	$D/d_M = 3 \div 4;$ $h/d_M = 0,4 \div 1;$ $b/d_M = 0,1;$ $\xi_M = 0,56$	<p>Взвешивание твердых (с массовым содержанием до 50 %) и волокнистых частиц; взмучивание шламов; эмульгирование жидкостей; интенсификация теплообмена; $\omega = 3,8 \div 16$ м/с при $\mu \leq \leq 0,1$ Па·с; $\omega = 3,8 \div 10$ м/с при $\mu = 0,1 \div 4$ Па·с</p>

Наиболее распространенным способом перемешивания в жидких средах является механическое перемешивание при помощи лопастных, якорных, рамных, турбинных или пропеллерных мешалок. Основные конструктивные параметры и условия работы всех указанных мешалок приведены в табл. 7.4.

Мощность привода мешалки рекомендуется рассчитывать по формуле

$$N_m = (K_n K_n \sum K_i N + N_{уп}) / \eta. \quad (7.55)$$

Здесь K_n — коэффициент (для аппаратов с перегородками $K_n = 1$; для аппаратов без перегородок $K_n = 1,25$); $K_n = (H_{ж}/D)^{0,5}$ — коэффициент высоты уровня жидкости в аппарате; K_i — коэффициент, учитывающий наличие в сосуде внутренних устройств ($K_i = 1,1 \div 1,2$ — при наличии гильзы, термонары, трубы передавливания или уровнемера; $K_i = 2$ — при змеевике, размещенном вдоль стенки сосуда); $N_{уп}$ — мощность, затрачиваемая на преодоление трения в уплотнениях вала мешалки; N — мощность, затрачиваемая непосредственно на перемешивание жидкости; η — к. п. д. привода мешалки ($\eta = 0,85 \div 0,9$).

Мощность, затрачиваемая на перемешивание в типовых химических реакторах, определяется по зависимости

$$N = K_N \rho n^3 d_m^5, \quad (7.56)$$

где K_N — критерий мощности (определяется по графикам); ρ — плотность перемешиваемой среды; n — частота вращения мешалки, s^{-1} ; d_m — диаметр мешалки.

Диаметр мешалки (диаметр окружности, ометаемой кромками лопастей мешалки) d_m предварительно определяют по соотношению D/d_m , указанному в [9, табл. 9.1], а окончательно выбирается по табл. 7.5.

Таблица 7.5

Диаметры стандартизованных мешалок

Тип мешалки	Диаметр мешалки d_m , мм
Лопастная; трехлопастная; турбинная	80; 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 320; 360; 400; 450; 500; 560; 630; 710; 800; 900; 1000; 1120; 1250; 1400; 1600; 1800; 2000; 2240; 2500
Якорная; рамная	200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1320; 1400; 1500; 1600; 1700; 1800; 1900; 2000; 2120; 2240; 2360; 2500; 2650; 2800; 3000; 3150; 3350; 3550; 3750; 4000; 4250; 4500; 4750

Окончательно частота вращения n устанавливается при выборе привода перемешивающего устройства. Для быстроходной мешалки при непосредственном соединении ее с валом электродвигателя n выбирается из ряда: 12; 16; 24; 47 s^{-1} . Для

тихоходных мешалок ($n < 4,2 \text{ с}^{-1}$) частота вращения выбирается из ряда: 0,21; 0,27; 0,33; 0,42; 0,53; 0,67; 0,83; 1,05; 1,33; 1,67; 2,08; 2,67; 3,33; 4,17 с^{-1} .

Величина критерия мощности K_N зависит от центробежного критерия Рейнольдса $Re_{цб}$, отношения D/d_m , типа перемешивающего устройства и конструктивных особенностей аппарата.

Центробежный критерий Рейнольдса $Re_{цб}$ для любого перемешивающего устройства:

$$Re_{цб} = \rho n d_m^2 / \mu, \quad (7.57)$$

где μ — динамический коэффициент вязкости перемешиваемой среды.

Мощность $N_{уп}$ зависит от способа уплотнения вала перемешивающего устройства. Манжетные уплотнения применяют для герметизации аппаратов с неагрессивной, нетоксичной, невзрывоопасной средой, не содержащей абразивных и полимеризующихся частиц, при избыточном давлении до 0,6 МПа и температурой до 120 °С. Частота вращения вала — до 50 с^{-1} .

Мощность, теряемую на трение в манжетном уплотнении, ориентировочно можно определить по формуле

$$N_{уп} = 0,95 p f_{тр} d_b^2 n. \quad (7.58)$$

Здесь p — избыточное давление в аппарате; $f_{тр} = 0,08 \div 0,12$ — коэффициент трения; d_b — диаметр вала мешалки.

Сальниковое уплотнение применяют для герметизации аппаратов с агрессивными средами при избыточном давлении до 0,6 МПа и температуре до 200 °С. Окружная скорость вала диаметром от 20 до 160 мм обычно не превышает 3 м/с.

Мощность, затрачиваемая на трение в сальниковом уплотнении с мягкой набивкой, рассчитывается по формуле

$$N_{уп} = 1,48 f_{тр} n d_b^2 \rho l_n, \quad (7.59)$$

где $l_n = 90 \div 130$ мм — высота набивки.

Высоту набивки можно рассчитать по формуле

$$l_n = (4 \div 10) \delta_n, \quad (7.60)$$

где δ_n — толщина мягкой сальниковой набивки, м:

$$\delta_n = (4 \div 5) \cdot 10^{-2} d_b^{0,5}. \quad (7.61)$$

Перейдем к расчету диаметра вала мешалки. Для определения минимального диаметра вала находим расчетный крутящий момент $M_{кр}$ (в Н·м):

$$M_{кр} = N' / \omega. \quad (7.62)$$

Здесь $N' = K_n K_n \sum K_i N$; ω — угловая частота вращения перемешивающего устройства, с^{-1} .

Диаметр вала мешалки:

$$d_n = 1,71 \sqrt[3]{M_{кр}/\tau_{доп}}, \quad (7.63)$$

где $\tau_{доп}$ — допускаемое напряжение на кручение для материала вала, Па.

В зависимости от типа привода, схемы нагрузки, конструкции опор и эксплуатационных особенностей аппарата диаметр вала уточняется.

7.4. ПРИМЕР РАСЧЕТА РЕАКТОРА С МЕШАЛКОЙ

Задание на проектирование. Рассчитать полимеризатор с механическим перемешиванием реагирующих веществ для проведения непрерывного процесса эмульсионной полимеризации.

Исходные данные:

- 1) производительность аппарата по сухому веществу $G = 14,43$ т/сутки (0,167 кг/с);
- 2) массовая концентрация мономера в исходной смеси $x = 40$ %;
- 3) степень превращения мономера в полимер $\eta = 0,8$;
- 4) удельная теплота реакции $q_p = 8,9 \cdot 10^5$ Дж/кг продукта;
- 5) температура реакции $T_p = 307$ К;
- 6) исходная смесь поступает в реактор при температуре $T_0 = 313$ К;
- 7) физические свойства реакционной смеси: $\rho_{см} = 1056$ кг/м³; $c_{см} = 3,14 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К); $\lambda_{см} = 0,407$ Вт/(м·К); $\mu_{см} = 4 \cdot 10^{-3}$ Па·с;
- 8) в качестве хладагента используется рассол с температурой на входе $T_{вх} = 260$ К, который нагревается не более чем на 4 К. Физические свойства рассола: $\rho_{рс} = 1240$ кг/м³; $\mu_{рс} = 8,56 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $c_{рс} = 2840$ Дж/(кг·К); $\lambda_{рс} = 0,456$ Вт/(м·К);
- 9) на внутренней поверхности реакционного объема образуется слой отложений с тепловым сопротивлением, равным $r_3 = 5 \cdot 10^{-4}$ м²·К/Вт;
- 10) по технологическим условиям процесс полимеризации должен продолжаться в аппарате в течение 5 ч ($\tau_p = 18 \cdot 10^3$ с).

Выбор типа реактора. Выбор конструктивного типа полимеризатора зависит от производительности, времени полимеризации, теплового эффекта реакции, реологических и теплофизических свойств среды, допустимой разности температур в реакторе, требования к качеству продукта. Кроме того, известно, что при условном коэффициенте скорости отвода теплоты $K_{ус} > 900$ Вт/(м³·К) для нормального проведения процесса необходимо иметь реактор с развитой поверхностью теплообмена.

В процессе необходимо обеспечить гидродинамический режим идеального перемешивания (полного смешения), что обуславливает мгновенное выравнивание концентрации и температуры во всем реакционном объеме. По условиям кинетики проведения процесса время перемешивания должно быть равно $\tau_{пер} = 90$ с. Следовательно, при непрерывном ведении полимеризации необходима раздельная подача реагентов в аппарат. С этой целью лучше выбрать каскад реакторов с интенсивным перемешиванием взаимодействующих фаз.

Во избежание увеличения заростания поверхности теплообмена пленкой полимера, толщина которой равна $\delta_n = 0,0005$ м, аппарат должен иметь минимальное число внутренних устройств. Ввиду того, что среда является высоковязкой, выбираем для перемешивания мешалку якорного типа.

Таким образом, в качестве варианта аппаратного оформления процесса принимаем каскад полимеризаторов непрерывного действия.

Общий рабочий объем каскада определяется по формуле

$$V_p = \frac{G\tau}{\rho_p x \eta},$$

где $G = 0,292$ кг/с — производительность аппарата по сухому веществу; $\tau = 18\,000$ с — время процесса полимеризации; $\rho_p = 1056$ кг/м³ — плотность реакционной массы.

Таким образом,

$$V_p = \frac{0,167 \cdot 18 \cdot 10^3}{1056 \cdot 0,4 \cdot 0,8} = 8,9 \text{ м}^3.$$

Количество теплоты, выделяющееся в результате реакции полимеризации:

$$Q_p = G (-q_p) \eta = 0,167 \cdot 8,9 \cdot 10^5 \cdot 0,8 = 1,19 \cdot 10^5 \text{ Вт.}$$

Количество теплоты, которое необходимо отвести из реакционного объема, чтобы охладить его до температуры реакции:

$$Q_{\text{охл}} = \frac{G}{x} c_p (T_0 - T_p) = \frac{0,167}{0,4} 3,14 \cdot 10^3 (313 - 307) = 8000 \text{ Вт.}$$

Количество теплоты, вносимое в аппарат в результате работы перемешивающего устройства:

$$Q_m = 0,2Q_p = 0,2 \cdot 1,19 \cdot 10^5 = 24 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

Общее количество теплоты, которое необходимо отводить из аппарата:

$$Q_{\text{общ}} = Q_p + Q_{\text{охл}} + Q_m = 1,19 \cdot 10^5 + 8000 + 24 \cdot 10^3 = 1,51 \cdot 10^5 \text{ Вт.}$$

Определяем условный коэффициент скорости отвода теплоты:

$$K_{\text{ус}} = \frac{Q_{\text{общ}}}{V_p (T_p - T_{\text{вх}})} = \frac{1,51 \cdot 10^5}{8,9 (307 - 260)} = 360 \text{ Вт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}).$$

Так как $K_{\text{ус}} < 900$ Вт/(м³·К), то в аппарате не требуется устанавливать внутреннее теплообменное устройство, т.е. не требуется иметь развитую поверхность теплообмена.

Принимаем число аппаратов в каскаде, равное $z = 9$. Объем каждого полимеризатора будет равен:

$$V_a = 8,9/9 = 0,989 \text{ м}^3.$$

По [10; 7.3] принимаем аппарат $V = 1$ м³ со следующими характеристиками: площадь поверхности теплообмена 3,45 м²; диаметр вала мешалки в зоне сальникового уплотнения 57 мм.

Основные размеры (рис. 7.1) (в мм):

$$\begin{aligned} D &= 1000; D_1 = 1100; D_2 = 700; D_3 = 1525; D_4 = 800; H = 1140; \\ H_1 &= 1245; H_2 = 3040; H_3 = 600; H_4 = 290; H_5 = 345; H_6 = 700; \\ H_7 &= 405; H_8 = 90; L = 1615; L_1 = 658; L_2 = 330; L_3 = 300; \\ S &= 12; S_1 = 8; R = 300; d = 24. \end{aligned}$$

Количество теплоты, отводимой из каждого аппарата каскада полимеризаторов с учетом потерь $Q_{\text{пот}} = 0,05Q_{\text{общ}}$:

$$Q_a = 1,05Q_{\text{общ}}/z = 1,05 \cdot 1,51 \cdot 10^5/9 = 17\,620 \text{ Вт.}$$

Расход охлаждающего агента:

$$G_p = 17\,620/(2840 \cdot 4) = 1,55 \text{ кг/с.}$$

Скорость течения рассола в рубашке полимеризатора определяется из формулы (3.2).

Площадь поперечного сечения потока:

$$F = 0,785 [D_1^2 - (D + 2S)^2] = 0,785 [1,1^2 - (1,0 + 2 \cdot 0,012)^2] = 0,126 \text{ м}^2.$$

Таким образом, скорость течения рассола:

$$w_p = 1,55 / (1240 \cdot 0,126) = 0,01 \text{ м/с}.$$

Эквивалентный диаметр канала рубашки между корпусом аппарата и рубашкой:

$$d_э = D_1 - (D + 2S) = 1,1 - (1,0 + 2 \cdot 0,012) = 0,076 \text{ м}.$$

Определим коэффициент теплоотдачи для рассола.

Критерий Прандтля:

$$Pr = 2,84 \cdot 10^3 \cdot 8,56 \cdot 10^{-3} / 0,456 = 53,3.$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = 0,01 \cdot 0,076 \cdot 1240 / (8,56 \cdot 10^{-3}) = 110.$$

Так как скорость течения рассола в канале между корпусом аппарата и рубашкой и критерий Рейнольдса весьма малы, что приведет к низкому коэффициенту теплоотдачи со стороны рассола, примем в качестве поверхности теплообмена трубы, разрезанные на две части и приваренные к стенке реактора нормальным сварным швом. Принимаем полутрубы внутренним диаметром $70 \times 4,0$ мм из стали X18H10T. Коэффициент ее теплопроводности $\lambda = 16,4$ Вт/(м·К) [10].

Эквивалентный диаметр для полутруб:

$$d_э = 0,6d_{тр} = 0,06 \cdot 0,6 = 0,036 \text{ м}.$$

Площадь сечения канала:

$$F = 0,785 \cdot 0,06^2 / 2 = 0,001413 \text{ м}^2.$$

Величина смоченного периметра сечения полутрубы

$$P = d_{тр} + (\pi d_{тр} / 2) = 0,06 + (3,14 \cdot 0,06 / 2) = 0,154 \text{ м}.$$

Скорость течения рассола по каналу поверхности теплообмена:

$$w_p = 1,55 / (1240 \cdot 0,001413) = 0,88 \text{ м/с}.$$

Определим коэффициент теплоотдачи для рассола.

Значение критерия Рейнольдса:

$$Re = 0,88 \cdot 0,036 \cdot 1240 / (8,56 \cdot 10^{-3}) = 4590.$$

Значение критерия Прандтля:

$$Pr = 2,84 \cdot 10^3 \cdot 8,56 \cdot 10^{-3} / 0,456 = 53,3.$$

Так как $Re = 4590$, режим течения рассола — переходный. Критерий Нуссельта определяется по графику (рис. 4.1 [4]), в соответствии с которым

$$Nu / Pr^{0,43} = 14,5.$$

Отсюда

$$Nu = 14,5 \cdot 53,3^{0,43} = 80.$$

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = 80 \cdot 0,456 / 0,036 = 1013 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный D_y , мм	Давление условное P_y , МПа
A ₁₋₃	Вход продукта	3	100	0,1
Б	Выход продукта	1	100	0,1
В	Для термометра	1	100	0,1
Г ₁₋₂	Запасной	2	100	0,1
Д ₁₋₄	Вход хладагента	4	65	0,1
Е ₁₋₄	Выход хладагента	4	65	0,1
Ж	Люк	1	150	0,1

Зона	Формат	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
				<u>Сборочные единицы</u>		
		1		Привод мешалки	1	
		2		Крышка люка	1	
		3		Крышка	1	
		4		Опора	4	
		5		Мешалка якорная	1	
		6		Корпус	1	
		7		Рубашка	1	
		8		Гильза термометра	1	
		9		Уплотнение	1	

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Аппарат с механическим перемешивающим устройством Чертеж общего вида	Лит.	Масса	Масшт.	
Разраб.									1:15
Пров.									
						Лист	Листов		
Н. конт.									

Рис. 7.2. Аппарат с механическим перемешивающим устройством (с поверхностью теплообмена в виде полутруб). Чертеж общего вида

Коэффициент, учитывающий искривленность каналов, определяется по формуле

$$x = 1 + 3,6d_3/D_{3M} = 1 + 3,6 \cdot 0,036/1 = 1,13,$$

где $D_{3M} = D_1$.

Таким образом, коэффициент теплоотдачи будет равен:

$$\alpha = 1,13 \cdot 1013 = 1145 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи для реакционной среды α_p определяется по формуле [7.1]:

$$\alpha_p = (0,0335 \text{ Re}_M^{0,8} + 1,14 [\text{Re}_M^{0,5}]) \frac{\text{Pr}_p^{0,33}}{d_M (\mu_{CT}/\mu_p)^{0,14}},$$

где $d_M = D_4$.

Максимальная скорость перемешивания определяется из условия $\tau_{CM} n = 30$, откуда частота вращения мешалки должна быть равна:

$$n = 30/\tau_{CM} = 30/90 = 0,33 \text{ с}^{-1}.$$

Гидродинамический режим перемешивания определяется значением критерия Рейнольдса Re_M :

$$\text{Re}_M = 1056 \cdot 0,33 \cdot 0,8^2 / (4 \cdot 10^{-3}) = 5,54 \cdot 10^4.$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_p = 3,14 \cdot 10^3 \cdot 4,0 \cdot 10^{-3} / 0,407 = 31.$$

Принимая величину $(\mu_{CT}/\mu_p)^{0,14} = 1$, определяем α_p :

$$\alpha_p = [0,0335 (55,4 \cdot 10^3)^{0,8} + 1,14 (5,54 \cdot 10^3)^{0,5}] 31^{0,33} \cdot 0,407 / 0,8 = 437,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи в полимеризаторе:

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta_{II}}{\lambda_{II}} + \frac{\delta_{CT}}{\lambda_{CT}} + \frac{1}{\alpha_p} \right) = \\ = \frac{1}{\frac{1}{1145} + \frac{0,0005}{0,162} + \frac{0,06}{16,4} + 5 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{437,2}} = 160 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Площадь поверхности теплообмена, необходимая для обеспечения отвода теплоты реакции из аппарата:

$$F = Q_a / [K (T_p - T)] = 17\,620 / [160 (307 - 260)] = 2,34 \text{ м}^2.$$

Принимаем по [10] стандартный аппарат с рубашкой из полутруб с $F = 2,4 \text{ м}^2$ (рис. 7.2).

ГЛАВА 8

АБСОРБЦИЯ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

G — расход газа, кг/с;

L — расход поглотителя, кг/с;

\bar{x} , \bar{X} — концентрация поглощаемого компонента в жидкости соответственно в массовых долях и относительных массовых концентрациях;

x , X — концентрация поглощаемого компонента и жидкости соответственно в мольных долях и относительных мольных концентрациях;

- \bar{y}, Y — концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе соответственно в массовых долях и относительных массовых концентрациях;
- y, Y — концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе соответственно в мольных долях и относительных мольных концентрациях;
- ϵ — степень извлечения компонента из газовой фазы;
- E — коэффициент Генри;
- H_0 — коэффициент распределения;
- P, p — давление, Па;
- f — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
- D, d — диаметр, м;
- F — площадь поверхности массопередачи, м^2 ;
- S — площадь сечения колонны, м^2 ;
- g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
- H, h — высота, м;
- K — коэффициент массопередачи, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{ед. дв. силы})$;
- M — количество вещества, $\text{кг}/\text{с}$; мольная масса, $\text{кг}/\text{кмоль}$;
- T, t — температура, $^{\circ}\text{C}$;
- U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;
- w — скорость газа, $\text{м}/\text{с}$;
- β — коэффициент массоотдачи;
- V_c — свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
- ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
- μ — динамический коэффициент вязкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
- σ — поверхностное натяжение, $\text{Н}/\text{м}$;
- λ — коэффициент трения;
- ξ — коэффициент местного сопротивления;
- ψ — коэффициент смачиваемости;
- l — удельный расход поглотителя, $\text{кг}/\text{кг}$;
- Re — критерий Рейнольдса;
- Nu — диффузионный критерий Нуссельта;
- Pr — диффузионный критерий Прайдтля;
- Ag — критерий Архимеда.

Индексы: n — начальный параметр; k — конечный параметр, $ж, x$ — жидкая фаза; $г, y$ — газовая фаза; $ср$ — среднее значение; и.г. — инертный газ; * — равновесный состав.

8.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Абсорбцией называется процесс избирательного поглощения компонентов из газовой или паровой смеси жидким поглотителем, в котором данный компонент растворим.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При физической абсорбции растворение газа (пара) не сопровождается химической реакцией. Абсорбция протекает до тех пор, пока парциальное давление поглощаемого компонента в газовой (паровой) фазе остается выше равновесного давления над раствором. При хемосорбции (абсорбции, сопровождаемой химической реакцией) поглощаемый компонент вступает в необратимую химическую реакцию с поглотителем и образует химическое соединение.

Протекание абсорбционных процессов характеризуется их статикой и кинетикой. Статика абсорбции, т. е. равновесие

между жидкой и газовой фазами, определяет состояние, которое устанавливается при весьма продолжительном соприкосновении фаз. Кинетика абсорбции определяется движущей силой процесса, т. е. степенью отклонения системы от состояния равновесия, свойствами поглотителя, компонента и инертного газа, а также способом соприкосновения фаз.

Для проведения процесса абсорбции применяют абсорбционные установки, основным элементом которых являются абсорбционные аппараты.

Абсорбционные аппараты классифицируются в зависимости от технологического назначения, давления и вида внутреннего устройства, обеспечивающего контакт газа (пара) и жидкости.

По технологическому назначению абсорбционные аппараты подразделяются на аппараты установок осушки, очистки газа, газораспределения и т. д.

В зависимости от внутреннего устройства различают тарельчатые, насадочные, распылительные, роторные (механические), поверхностные и каскадные абсорберы. Наиболее широко распространены тарельчатые и насадочные аппараты.

В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением выше атмосферного.

При выборе типа аппарата следует учитывать технологические требования к процессу и его экономические показатели.

Пленочные аппараты (к которым относятся также абсорберы с регулярной насадкой) незаменимы при проведении процесса в условиях разрежения, поскольку их гидравлическое сопротивление самое низкое. Пленочные и насадочные колонны предпочтительнее также для обработки коррозионных сред и пенящихся жидкостей.

Тарельчатые колонны удобны для крупнотоннажных производств при относительно малых расходах жидкости, недостаточных для равномерного смачивания насадки, а также для процессов, сопровождающихся колебаниями температуры, так как периодическое расширение и сжатие корпуса может разрушить хрупкую насадку. На тарелках проще установить змеевики для подвода и отвода теплоты. Тарельчатые колонны также применяются при обработке потоков с твердыми примесями или при выделении твердого осадка.

Сравнительные характеристики абсорбционных аппаратов приведены в [8.1].

8.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА

Целью расчета абсорберов является определение расхода поглотителя, температуры процесса и количества отводимой теплоты, выбор скорости газа, насадки (для насадочных ко-

Показатель	Тип тарелки																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Нагрузки по жидкости и газу:																				
большие	2	1	3	4	4	4	4	4	2	4	4	5	4	4	4	4	4	5	4	4
малые	3	3	3	2	3	5	5	5	4	2	3	2	3	3	4	3	1	4	1	3
Большая область устойчивой работы	4	3	4	4	5	5	5	4	1	1	1	2	3	4	3	4	3	4	1	3
Малое гидравлическое сопротивление	0	0	0	3	2	3	2	2	3	4	3	4	3	3	4	3	5	3	4	4
Малый брызгоунос	1	1	2	3	3	3	3	3	5	4	4	4	4	4	4	4	5	3	4	4
> запас жидкости	0	0	0	3	4	3	3	3	3	4	3	4	2	3	3	5	5	3	5	5
Малое расстояние между тарелками	3	2	3	4	5	4	4	4	5	5	4	4	4	5	5	4	4	4	4	4
Большая эффективность	4	3	4	4	4	5	4	4	5	4	4	3	4	4	4	3	3	4	4	4
> интенсивность	2	1	3	4	5	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
Реагирование на изменение нагрузки	3	2	4	3	4	5	5	5	3	1	1	0	2	3	3	3	3	3	3	3
Малые капитальные затраты	2	1	3	4	3	4	3	3	4	5	5	2	3	4	4	4	4	4	4	4
Малый расход металла	2	2	3	4	3	4	4	4	3	3	5	5	2	4	5	4	5	4	5	5
Легкость монтажа	1	1	3	4	2	4	4	4	3	5	5	2	3	5	5	5	4	4	4	4
> осмотра, чистки и ремонта	2	1	3	3	2	3	3	2	1	5	4	4	3	4	3	3	3	3	3	3
Возможность обработки взвесей	1	0	0	1	0	1	1	1	0	4	3	5	3	4	4	2	2	1	2	2
Легкость пуска и останковки	4	4	4	2	3	4	5	4	4	2	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
Возможность отвода тепла	1	1	1	3	0	2	2	2	3	3	3	5	3	3	2	0	0	0	0	0
> использования в агрессивных средах	2	1	2	3	2	2	2	2	1	4	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 — «Юнифлекс»;
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 — Киттелл;
16 — чешуйчатая;
17 — пластинчатая;
18 — Гипроцефгемаша;
19 — каскадная;
20 — Бенгури.

2. Соответствие каждой тарелки тому или иному показателю оценено по следующему 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.

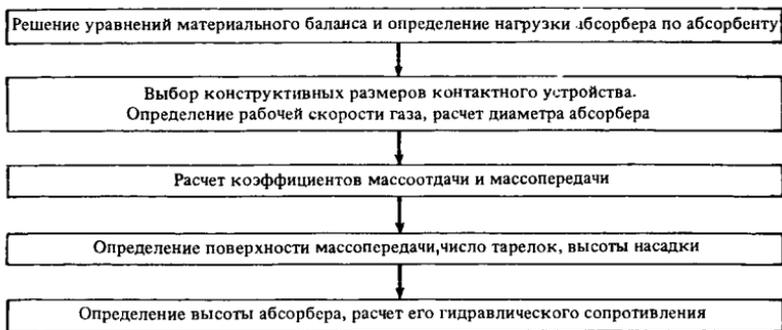


Рис. 8.1. Схема расчета абсорбционных аппаратов

лонн) и типа тарелок (для тарельчатых колонн), размеров и гидравлического сопротивления аппаратов.

Схема расчета насадочных и тарельчатых аппаратов для проведения процесса физической абсорбции, не осложненной химической реакцией, одновременно протекающими химическими процессами, связанными с промежуточным отбором или рециркуляцией жидкости, существенно отражающихся на структуре потоков, показана на рис. 8.1.

Характеристика насадок приведена в [4; 8.1; 8.3]. Сравнительная характеристика тарелок дана в табл. 8.1.

При проектировании абсорбционных установок, из которых газ отводится в атмосферу, необходимо учитывать вопросы охраны окружающей среды. Концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе на выходе из абсорбера не должна превышать предельно-допустимой. Если это не достигается в одном аппарате, то необходимо устанавливать дополнительные.

8.2.1. Материальный баланс

Состав фаз. Концентрация поглощаемого при абсорбции компонента может быть выражена в различных единицах (мольные или массовые доли, относительные мольные или массовые концентрации и др.). Основные формулы для пересчета концентраций приведены в [4; 8.1].

Если объемная концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе выражена в $y\%$, пересчет данной концентрации для получения выбранной для расчета (кмоль/кмоль инертного газа; кг/кг инертного газа) выполняется по формулам

$$Y = y/(100 - y) \quad (8.1)$$

или

$$\bar{Y} = \frac{M_{\text{к}}}{M_{\text{н.г}}} \frac{y}{(100 - y)}. \quad (8.2)$$

При заданной начальной концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_n и степени извлечения ϵ конечная концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_k определяется как

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n (1 - \epsilon). \quad (8.3)$$

Конечную концентрацию поглощаемого компонента x_k в жидкости, выходящей из колонны при известной степени насыщения η раствора, находят по формуле

$$x_k = \eta x^*, \quad (8.4)$$

где x^* — равновесная концентрация поглощаемого компонента, которая определяется расчетным путем или находится по справочным данным.

Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена через его парциальное давление.

Мольная (объемная) доля любого компонента смеси идеальных газов

$$y = p_A / P, \quad (8.5)$$

где p_A — парциальное давление компонента A в газовой фазе; P — общее давление смеси газов или паров.

Согласно закону Генри, равновесное парциальное давление p^* компонента газовой фазы пропорционально его содержанию в растворе:

$$p^* = Ex. \quad (8.6)$$

Значения коэффициента Генри E для водных растворов приведены в [4; 8.1].

Подставив в уравнение (8.5) значение p^* из уравнения (8.6), получим:

$$y^* = H_0 x. \quad (8.7)$$

Выражая y^* в относительных мольных концентрациях, получим

$$Y^* = \frac{H_0 X}{1 + X(1 - H_0)} \frac{\text{кмоль поглощаемого компонента}}{\text{кмоль инертного газа}} \quad (8.8)$$

или в относительных массовых концентрациях

$$\bar{Y}^* = \frac{H_0 X}{1 + X(1 - H_0)} \frac{M_k}{M_{\text{и.г}}} \frac{\text{кг поглощаемого компонента}}{\text{кг инертного газа}}. \quad (8.9)$$

Равновесное содержание поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}^* определяется как

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_{\text{и.г}}} \frac{p^*}{P - p^*} \frac{\text{кг поглощаемого компонента}}{\text{кг инертного газа}}. \quad (8.10)$$

Равновесная концентрация X^* может быть рассчитана по формуле (8.8). Предполагая, что концентрация жидкости на

выходе из абсорбера достигнет значения X_k^* при взаимодействии с газовой фазой, содержащей Y_n ,

$$X_k^* = \frac{Y_n}{H_0 - Y_n(1 - H_0)} \text{ кмоль/кмоль поглотителя.} \quad (8.11)$$

После определения состава фаз рассчитываем количество вещества, переходящего из газовой фазы в жидкую из уравнения материального баланса:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n). \quad (8.12)$$

Общий расход поглотителя:

$$L = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)/(\bar{X}_k - \bar{X}_n). \quad (8.13)$$

Удельный расход поглотителя:

$$l = L/G = (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)/(\bar{X}_k - \bar{X}_n). \quad (8.14)$$

8.2.2. Тепловой баланс

При растворении газа в жидкости выделяется большое количество теплоты. При отсутствии отвода теплоты температура повышается, что ведет к возрастанию равновесного парциального давления компонента, изменению положения линии равновесия, уменьшению движущей силы процесса, ухудшению условий абсорбции.

Практически процесс абсорбции проводится с интенсивным отводом теплоты, чтобы температура раствора в аппарате повышалась незначительно.

Количество теплоты Q (в Вт), выделяющейся при абсорбции, равно:

$$Q = M\Phi = \Phi L(\bar{X}_2 - \bar{X}_1), \quad (8.15)$$

где Φ — дифференциальная теплота растворения, Дж/кг.

Если абсорбция ведется без отвода теплоты, можно считать, что вся выделяемая теплота идет на нагревание жидкости:

$$Q = Lc(t_2 - t_1), \quad (8.16)$$

где c — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); t_1 , t_2 — температура жидкости на входе в абсорбер и на выходе из него.

Приравняв правые части уравнений (8.15) и (8.16), получим уравнение теплового баланса абсорбера, работающего без отвода теплоты:

$$\Phi(\bar{X}_2 - \bar{X}_1) = c(t_2 - t_1). \quad (8.17)$$

Из этого уравнения находим температуру жидкости на выходе из абсорбера:

$$t_2 = t_1 + \frac{\Phi}{c}(\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (8.18)$$

Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в воде при 20 °С приведены в табл. 8.2.

Таблица 8.2

Дифференциальная теплота растворения некоторых газов в воде при 20 °С

Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль	Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль
Аммиак	35 322	Хлор	20 531
Диоксид углерода	24 637	Пары этилового спирта	47 150
» серы	31 425	Пары ацетона	30 449
Сероводород	19 106		

Примечание. Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в различных поглотителях приведены в [8.1].

8.2.3. Построение рабочей линии, кривой равновесия и теоретических тарелок

Для определения числа теоретических тарелок необходимо в системе координат $\bar{Y} - \bar{X}$ построить рабочую линию и линию равновесия.

По начальным и конечным концентрациям поглощаемого газа и поглотителя строим рабочую линию, т. е. прямую AB , которая проходит через точки $A(\bar{Y}_n, \bar{X}_k)$ и $B(\bar{Y}_k, \bar{X}_n)$ (рис. 8.2). Она расположена выше линии равновесия, так как при абсорбции содержание компонента в газовой фазе выше равновесного.

Построение линии равновесия выполняется следующим образом.

Задаваясь рядом значений \bar{X} , находим по формуле (8.18) соответствующие им температуры t_2 . По найденным температурам определяем по справочным данным [4] или по эмпирическим формулам [8.1] соответствующие им коэффициенты Генри.

Дальнейшие расчеты для построения линии равновесия могут выполняться одним из следующих методов.

1. Выполняем пересчет концентраций в мольные доли; по формулам (8.6), (8.10) определяются значения равновесного парциального давления p^* и равновесное содержание \bar{Y}^* поглощаемого компонента в газовой фазе. По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

2. Определяем величину коэффициента распределения H_0 :

$$H_0 = E/P \quad (8.19)$$

и, далее, по формуле (8.9) — значение \bar{Y}^* . По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

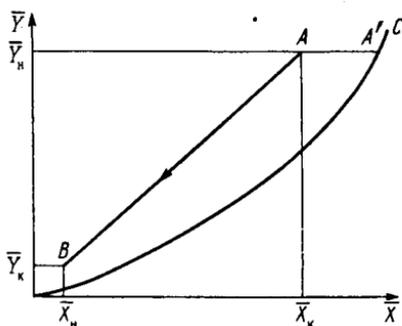


Рис. 8.2. Построение кривой равновесия и рабочей линии процесса абсорбции при противоточном движении фаз

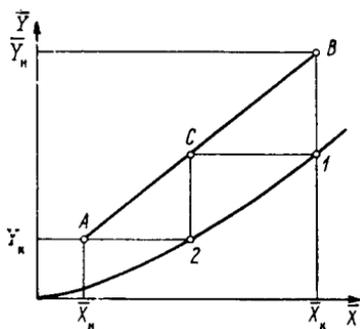


Рис. 8.3. Построение теоретических тарелок для процесса абсорбции

В приведенных методах построения кривой равновесия концентрации компонента в газовой и жидкой фазах выражаются в относительных массовых концентрациях; построение можно выполнить, выражая концентрации в относительных молярных единицах.

Парциальное давление поглощаемого компонента при различных концентрациях можно найти по справочным данным.

Определение числа теоретических тарелок графическим методом путем построения ступенчатой линии между точками *A* и *B* показано на рис. 8.3. Число точек пересечения с линией равновесия дает число теоретических тарелок (на рис. 8.3 — 2 тарелки).

8.2.4. Определение движущей силы процесса абсорбции

Движущая сила процесса абсорбции изменяется вдоль поверхности соприкосновения фаз.

При расчете абсорбционных колонн определяется среднее значение движущей силы $\Delta_{\text{ср}}$ по разности концентраций либо по разности парциальных давлений поглощаемого компонента на входе и выходе из абсорбера.

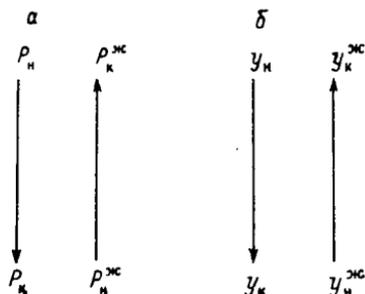
При противотоке газа и жидкости $\Delta_{\text{ср}}$ определяется следующим образом.

1. Составляется противоточная схема движения газовой и жидкой фаз с указанием концентраций или парциальных давлений (рис. 8.4).

2. Определяется разность парциальных давлений или концентраций на входе в абсорбер:

$$\Delta p_{\text{вх}} = p_{\text{н}} - p_{\text{к}}^{\text{ж}}; \quad \Delta y_{\text{вх}} = y_{\text{н}} - y_{\text{к}}^{\text{ж}}. \quad (8.20)$$

Рис. 8.4 Противоточная схема движения фаз:
 p — парциальные давления; y — концентрация поглощаемого газа



3. Определяется разность парциальных давлений или концентраций на выходе из абсорбера:

$$\Delta p_{\text{вых}} = p_k - p_n^*; \quad \Delta y_{\text{вых}} = y_k - y_n^*. \quad (8.21)$$

4. При отношении $\Delta p_{\text{вх}}/\Delta p_{\text{вых}} > 2$ среднее значение величины движущей силы процесса находится как среднее логарифмическое:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\text{вх}} - \Delta p_{\text{вых}}}{2,3 \lg (\Delta p_{\text{вх}}/\Delta p_{\text{вых}})}; \quad \Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\text{вх}} - \Delta y_{\text{вых}}}{2,3 \lg (\Delta y_{\text{вх}}/\Delta y_{\text{вых}})}. \quad (8.22)$$

При отношении $0,5 < \Delta p_{\text{вх}}/\Delta p_{\text{вых}} < 2$ среднее значение движущей силы процесса определяется как среднее арифметическое:

$$\Delta p_{\text{ср}} = (\Delta p_{\text{вх}} + \Delta p_{\text{вых}})/2; \quad \Delta y_{\text{ср}} = (\Delta y_{\text{вх}} + \Delta y_{\text{вых}})/2. \quad (8.23)$$

Здесь $p_n, y_n; p_k, y_k$ — парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе соответственно на входе и выходе из абсорбера; $p_k^*, y_k^*; p_n^*, y_n^*$ — парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе, равновесном с жидкостью соответственно на выходе и входе в абсорбер.

Более точным способом является определение движущей силы через число единиц переноса массы.

8.2.5. Расчет скорости и диаметра абсорбера

Насадочные колонны. При противотоке газа и жидкости в зависимости от скоростей потоков наблюдаются четыре различных гидродинамических режима. Первый режим (пленочный) наблюдается при сравнительно небольших нагрузках по газу и жидкости.

Второй режим (режим подвисяния) характеризуется торможением жидкости потоком газа, вследствие чего скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой жидкости увеличивается.

Третий режим (режим захлебывания или барботажный) возникает в результате того, что жидкость накапливается в насадке до тех пор, пока сила тяжести, действующая на находящуюся в насадке жидкость, не уравновесит сил трения. Накопление жидкости в насадке приводит к обращению (инверсии) фаз: газ перестанет быть сплошной фазой и движется путем барботажа через слой заполнившей насадку жидкости, уровень которой может быть установлен на произвольной высоте (как

выше, так и ниже верха насадки). Режим захлебывания соответствует максимальной эффективности насадочной колонны. Причина высокой интенсивности в режиме захлебывания объясняется большой поверхностью соприкосновения фаз, которая определяется в этом режиме не геометрической поверхностью насадки, а условиями барботажа. Так как работа аппаратов в режиме захлебывания неустойчива в дальнейшем осуществлен переход на абсорберы с искусственно затопленной насадкой (эмульгационные колонны), работающие достаточно устойчиво.

Четвертый режим (режим уноса) возникает при повышении скорости газа против величины, соответствующей режиму захлебывания (барботажа). Происходит вторичная инверсия фаз: газ снова становится сплошной фазой и жидкость выносятся из аппарата вместе с газом в основном в виде брызг.

В настоящее время насадочные колонны преимущественно проектируются для следующих условий работы.

1. Рабочая скорость газа w_r несколько меньше скорости $w_{инв}$, при которой наступает инверсия фаз:

$$w_r = (0,75 \div 0,9) w_{инв}. \quad (8.24)$$

Скорость $w_{инв}$ в обычных насадочных колоннах, работающих в условиях затопления насадки и появления эмульгационного слоя (т. е. в режиме инверсии фаз), определяется по уравнению

$$\lg \left[\frac{w_{инв} \sigma \rho_r}{g V_c^3 \rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu} \right)^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125}. \quad (8.25)$$

Здесь $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости при температуре процесса; $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с — вязкость воды при 20°C; $A = 0,022$ — коэффициент для насадки из колец и спиралей.

2. При работе в режиме эмульгирования предельную скорость эмульгирования $w_{э. пр}$ определяют из формулы

$$\lg \left[\frac{w_{э. пр} \sigma \rho_r}{g V_c^3 \rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu} \right)^{0,16} \right] = 0,079 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125}. \quad (8.26)$$

3. Скорость газа, соответствующая оптимальному режиму работы обычных насадочных колонн, может определяться по уравнению

$$Re_r = 4 w_{опт} \rho_l / (\mu_r f), \quad (8.27)$$

отсюда

$$w_{опт} = Re_r \mu_r f / (4 \rho_r), \quad (8.28)$$

где Re_r — критерий Рейнольдса, значение которого соответствует началу подвисяния:

$$Re_r = 0,045 Ar^{0,57} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,43}. \quad (8.29)$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = d_3 \rho_r (\rho_{ж} - \rho_r) / \mu_r^2 \quad (8.30)$$

Здесь $d_s = 4V_c/f$ — эквивалентный диаметр насадки; G — расход газа (пара); L — расход жидкости.

Вычисленная по этому методу $\omega_{\text{опт}}$ составляет примерно % от скорости захлебывания.

Расчет диаметра колонны. Диаметр колонны D_k определяется в зависимости от скорости и количества поднимающихся по колонне газов (паров):

$$D_k = \sqrt{4V_r/(\pi\omega_r)}. \quad (8.31)$$

По [10] принимается стандартный диаметр колонны и уточняется скорость газа (пара):

$$\omega_r = 4V_r/(\pi D_k^2). \quad (8.32)$$

Определение плотности орошения. Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера необходимо рассчитать действительную плотность орошения U , которая должна быть не меньше $U_{\text{опт}}$:

$$U = L/(0,785D_k^2\rho_j) \geq U_{\text{опт}} = bf, \quad (8.33)$$

где b — коэффициент (при абсорбции аммиака водой $b = 4,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; при абсорбции паров органических жидкостей $b = 2,58 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; при ректификации $b = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$).

Если плотность орошения U меньше $U_{\text{опт}}$, насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Это учитывается коэффициентом смачиваемости Ψ , который определяется при $U/U_{\text{опт}} < 1$ по рис. 8.5.

Для увеличения плотности орошения U следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить $U_{\text{опт}}$.

Максимальное смачивание насадки ($\Psi = 1$) достигается при $U/U_{\text{опт}} > 1$. Кроме того, для равномерного смачивания насадки необходимо обеспечить следующее соотношение диаметра колонн D_k и диаметра насадки d_n :

$$D_k/d_n \geq 8. \quad (8.34)$$

Тарельчатые колонны. При противотоке газа и жидкости в зависимости от скорости потоков на тарелке устанавливаются режимы неравномерной работы, равномерной работы, газовых струй и брызг.

Режим неравномерной работы наблюдается при малых скоростях газа в свободном сечении колонны $\omega < 0,5 \text{ м/с}$. При рассматриваемом режиме образующаяся на тарелке двухфазная система состоит по высоте из трех зон (считая снизу вверх): зоны собственно барботажа (газ распределяется в виде пузырьков или газовых мешков — факелов), зоны неподвижной пены и зоны брызг. В колпачковых тарелках прорези колпачков при

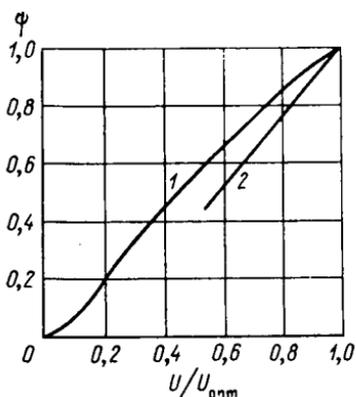


Рис. 8.5. Коэффициент смачиваемости Ψ при различном отношении $U/U_{\text{опт}}$:
1 — на насадке из колец навалом; 2 — на деревянной хордовой насадке

такой скорости газа не полностью открыты, имеет место пузырьковый режим барботаж. В ситчатых тарелках жидкость проваливается через отверстия и не успевает накапливаться на тарелках.

Режим равномерной работы наступает при дальнейшем увеличении скорости газа (до 1 м/с). При этом увеличивается высота зоны

пены и уменьшается высота зоны собственно барботаж. В известных условиях зона собственно барботаж исчезает полностью и возникает так называемый пенный режим. Равномерный режим работы колпачковых тарелок характеризуется полным раскрытием прорезей всех колпачков и струйным движением газа (пара) через жидкость. В ситчатых тарелках истечение газа (пара) в жидкость происходит через все отверстия.

Режим газовых струй и брызг наблюдается при повышении скорости газа (пара) более 1 м/с. В этом случае газ движется через жидкость в виде струй (факелов), которые выходят на поверхность пены, причем пена разрушается. В результате над пеной появляется большое количество брызг. При дальнейшем увеличении скорости газа (пара) наблюдается инжекционный режим: жидкость захватывается выходящим из отверстий газом и в значительной степени уносится с ним в виде брызг.

Допустимая оптимальная скорость газа (пара) может быть определена по одному из ниже приведенных вариантов.

I вариант.

Скорость газа должна быть ниже некоторого предельного значения $\omega_{\text{пред}}$, при котором начинается брызгоунос:

$$\omega_{\text{опт}} = (0,8 \div 0,9) \omega_{\text{пред}}. \quad (8.35)$$

Значение $\omega_{\text{пред}}$ приблизительно можно определить по графику [2, рис. 17—20, с. 624]. График составлен для тарелок с круглыми колпачками. Для тарелок других конструкций значения $\omega_{\text{пред}}$, найденные по графику, следует умножить на соответствующий поправочный коэффициент:

Тарелки	Коэффициент
С прямоугольными колпачками	0,7
Ситчатые	1,35
Провальные	1,5

Задавая расстоянием между тарелками H и определив в зависимости от $\rho_r/\rho_{ж}$ значение $\omega_{пред}$ и, далее, по формулам (8.35), (8.31) $\omega_{опт}$ и диаметр колонны D_k , проверяют соответствие H диаметру колонны [8 или 9.2]:

D_k , м	0—0,6	0,6—1,2	1,2—1,8	1,8 и более
H , м	0,15	0,3	0,46	0,6 и более

Если полученному значению D_k не соответствует H , принимаем его согласно рекомендаций и выполняем расчет повторно.

Минимальное расстояние между тарелками должно обеспечить работу гидравлического затвора на тарелке. Минимальное расстояние между тарелками со сливными устройствами определяется как

$$H_{\min} > 1,8\Delta\rho/(\rho_{жg}). \quad (8.36)$$

Для колпачковой тарелки

$$H_{\min} = 23\,300 \frac{\rho_n}{\rho_{ж}} \left(\frac{F\omega}{\pi n d_k} \right), \quad (8.37)$$

где F — площадь поперечного сечения колонны, м²; n — число колпачков на тарелке; d_k — диаметр колпачка, м.

Принятая величина H должна быть равна H_{\min} или больше.

II вариант.

Допустимую оптимальную скорость газа (пара) в колонне можно определить по формуле

$$\omega_{опт} = C \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_r)/\rho_r}. \quad (8.38)$$

Здесь C — коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между ними, давления и нагрузки колонны по жидкости. Определяется по графику [4, рис. 7-2, с. 323].

III вариант.

Предельная скорость для тарельчатых колонн может также определяться по формулам:

1) для колонн с колпачковыми тарелками

$$\omega_{пред} = \frac{3,4}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} (H_T - h_k)}, \quad (8.39)$$

где d_k — диаметр колпачка, см; H_T — расстояние между тарелками, см; h_k — высота колпачка, см;

$$\omega_{пред} = \frac{0,0155}{d_k^{0,67}} \sqrt{h_k \rho_{ж}/\rho_n}, \quad (8.40)$$

где d_k — диаметр колпачка, м; h_k — высота колпачка, м;

2) для колонн с ситчатыми тарелками

$$\omega_{пред} = 0,05 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_r}; \quad (8.41)$$

3) для колонн с провальными тарелками

$$\omega_{\text{пред}} = \sqrt{A/C}. \quad (8.42)$$

Величины A и C находятся по следующим зависимостям:

$$\lg A = \lg B - 1,73 \left(\frac{W_{\text{ж}}}{W_{\text{г}}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} \right)^{0,125}; \quad (8.43)$$

$$C = \frac{1}{d_{3g} S_c^2} \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16}. \quad (8.43a)$$

Здесь $W_{\text{ж}}$, $W_{\text{г}}$ — массовые скорости жидкости и газа, кг/(м²·с); d_3 — эквивалентный диаметр отверстия или щели в тарелке, м; S_c — относительное свободное сечение тарелки; $\mu_{\text{ж}}$, $\mu_{\text{в}}$ — вязкости поглотителя и воды при 20°С, Па·с; B — коэффициент (для колонн с решетчатыми, трубчатыми и дырчатыми провальными тарелками $B = 3 \div 16$).

Для выбранной тарелки необходимо проверить надежность работы сливного устройства. Во избежание захлебывания сливного устройства скорость жидкости в нем должна отвечать условию

$$\omega_{\text{ж. сл}} = V_{\text{ж}}/F_{\text{сл}} < K_5 H_{\text{г}}^{n_2}, \quad (8.44)$$

где $F_{\text{сл}}$ — площадь сливного устройства выбранной тарелки, м².

Значения коэффициентов K_5 и показателей степени n_2 в зависимости от фактора вспениваемости жидкости φ [9]:

Вспениваемость жидкости	φ	K_5	n_2
Малая (ректификация нефтяных фракций, углеводородных фракций, кроме легких типа метана и этана, фтористых систем — фреонов)	1—0,9	0,250	0,65
Средняя (атмосферная перегонка нефти, абсорбция и десорбция углеводородов, регенерация аминов и гликолей)	0,9—0,7	0,225	0,80
Большая (вакуумная перегонка мазута, абсорбция аминами и гликолями, растворами глицерина, метилэтилкетонами)	0,7—0,6	0,118	1,3

8.2.6. Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера

В инженерной практике наиболее часто применяются три метода расчета процессов абсорбции.

По первому методу кинетика процесса выражается через коэффициенты массопередачи, а движущая сила рассчитывается по разности концентраций или, косвенно, с помощью числа единиц переноса.

По второму методу кинетика выражается с помощью высоты единицы переноса — ВЕП (для насадочных колонн) или числа единиц переноса — ЧЕП, соответствующего одной тарелке (для тарельчатых колонн), а движущая сила рассчитывается через число единиц переноса.

По третьему методу кинетика выражается с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени изменения концентрации, — ВЭТС (для насадочных колонн) или к. п. д. тарелки (для тарельчатых колонн); движущая сила рассчитывается косвенно через число теоретических ступеней изменения концентрации или теоретических тарелок.

В соответствии с вышеизложенными методами расчета процесса абсорбции определяется высота насадочных и тарельчатых колонн.

Насадочные колонны. Высота колонны определяется по формуле

$$H = H_n + h_1 + h_2 + h_3, \quad (8.45)$$

где H_n — высота насадочной части колонны, м; h_1, h_2, h_3 — высота соответственно сепарационной части колонны (над насадкой), нижней части колонны и между слоями насадок (если насадка уложена в несколько слоев), м.

Отношение высоты насадки к диаметру колонны должно удовлетворять условию $H/D = 1,5 \div 10$.

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой h_2 определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Обычно это расстояние принимают равным $(1 \div 1,5)d$.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойники для предотвращения брызгоуноса из колонны (~ 2 м).

В приближенных расчетах высоты h_1, h_2 принимают равными 0,6—1,5 м; h_3 — принимается конструктивно.

Высота насадки H_n определяется следующими методами: 1) из основного уравнения массопередачи; 2) по числу единиц переноса; 3) через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени изменения концентрации (ВЭТС).

Согласно основному уравнению массопередачи

$$M = KF\Delta_{cp}, \quad (8.46)$$

отсюда

$$F = M/(K\Delta_{cp}). \quad (8.47)$$

Учитывая, что площадь поверхности контакта фаз насадки в аппарате

$$F = H_n S f \Psi, \quad (8.48)$$

высоту насадки определяют как

$$H_n = M/(fSK\Delta_{cp}\Psi). \quad (8.49)$$

Это уравнение применяется, если линия равновесия представляет собой прямую линию.

Движущая сила может быть выражена в любых единицах, применяемых для выражения состава фаз. При этом единицы измерения коэффициентов массопередачи и массоотдачи определяются единицами для выражения движущей силы. Единицы измерения K и связь между ними приведены в [1; 8.1].

При выражении движущей силы через концентрации в жидкой фазе

$$H_n = M/(fSK_x \Delta x_{cp} \Psi), \quad (8.50)$$

в газовой фазе

$$H_n = M/(fSK_y \Delta y_{cp} \Psi). \quad (8.51)$$

Коэффициент массопередачи K_x , отнесенный к концентрации жидкости:

$$1/K_x = 1/(m\beta_y) + 1/\beta_x. \quad (8.52)$$

Коэффициент массопередачи K_y , отнесенный к концентрации газа:

$$1/K_y = 1/\beta_y + m/\beta_x. \quad (8.53)$$

Связь между коэффициентами K_x и K_y выражается соотношением

$$K_y = K_x/m, \quad (8.54)$$

где m — тангенс угла наклона равновесной кривой.

Расчет коэффициентов массоотдачи. 1. В жидкой фазе коэффициент массоотдачи β_x определяется из уравнения

$$Nu'_x = \beta_x \delta_{np} / D_x, \quad (8.55)$$

откуда

$$\beta_x = Nu'_x D_x / \delta_{np}. \quad (8.56)$$

Диффузионный критерий Нуссельта в жидкой фазе находят по уравнению

$$Nu'_x = A Re_x^m (Pr'_x)^n. \quad (8.57)$$

Подставив значение Nu'_x из уравнения (8.57) в уравнение (8.56), получим:

$$\beta_x = A \frac{D_x}{\delta_{np}} Re_x^m (Pr'_x)^n. \quad (8.58)$$

Здесь D_x — коэффициент диффузии компонента в жидкой фазе, м²/с; $\delta_{np} = [\mu_x^2 / (\rho_x^2 g)]^{0,33}$ — приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м; $Re_x = 4U\rho_x / (f\mu_x)$ — модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленке жидкости; A, m, n — коэффициенты [8.1].

Формулы для перевода коэффициента массоотдачи β_x в другую форму приведены в [8.1].

2. В газовой фазе коэффициент массоотдачи β_y определяется из уравнения

$$\text{Nu}'_y = \beta_y d_3 / D_r, \quad (8.59)$$

откуда

$$\beta_y = \text{Nu}'_y D_r / d_3. \quad (8.60)$$

Диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы находят по уравнению

$$\text{Nu}'_y = C \text{Re}_y^m (\text{Pr}'_y)^{0,33}. \quad (8.61)$$

Подставив значение Nu'_y в формулу (8.60), получим:

$$\beta_y = C \frac{D_y}{d_3} \text{Re}_y^m (\text{Pr}'_y)^{0,33}, \quad (8.62)$$

где $\text{Re}_y = \omega_r d_3 \rho_y / (V_c \mu_y)$ — критерий Рейнольдса для газовой фазы; ω_r — скорость газа, м/с; C , m — коэффициенты [8.1].

Для колонн с неупорядоченной насадкой (кольца Рашига $d = 10 \div 25$ мм и 50 мм, кольца Палая) $C = 0,407$; $m = 0,655$ при $\text{Re}_y = 10 \div 10\,000$.

Для регулярных насадок $C = 0,167 (l/d_3)^{-0,47}$; $m = 0,74$ при $\text{Re} = 1000 \div 10\,000$ и $l/d_3 = 2 \div 16$. Здесь l — высота насадочного тела; d_3 — эквивалентный диаметр насадки, м.

Если известен объемный коэффициент массопередачи K_v , то высоту насадки находят по формуле

$$H = M / (K_v S \Delta p_{cp}), \quad (8.63)$$

где $K_v = 1 / (1/\beta_{yv} + 1/\beta_{xv})$ — объемный коэффициент массопередачи, кмоль/(м³·ч·мм рт. ст.); S — площадь поперечного сечения абсорбера, м².

Объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{yv} = 1,305 \cdot 10^{-4} W_r^{0,7} W_{ж}^{0,25}. \quad (8.64)$$

Объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_{xv} = 0,0143 W_{ж}^{0,82}. \quad (8.65)$$

Так как коэффициенты массоотдачи β_{yv} и β_{xv} выражены в различных единицах выполним пересчет константы фазового равновесия m в уравнении $1/K_y = 1/\beta_y + m/\beta_x$:

$$m_{pC} = m_{px} M_{ж} / \rho_{ж}. \quad (8.66)$$

Значения константы m_{px} приведены в справочной литературе. Массовые скорости газа в жидкости определяются по формулам

$$W_r = G_r / S; \quad W_{ж} = L / S. \quad (8.67)$$

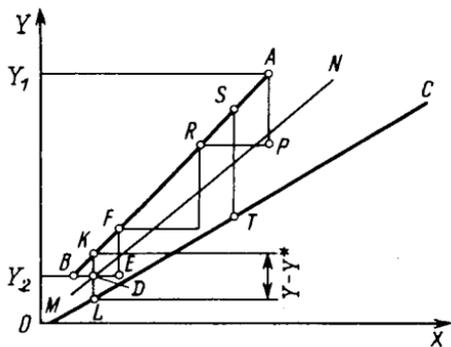


Рис. 8.6. Графическое определение числа единиц переноса

Связь между объемным и поверхностным коэффициентами массопередачи

$$K_{yv} = K_y a, \quad (8.68)$$

где $a = f\Psi$ ($a = f$ при $\Psi = 1$).

Расчет высоты абсорбера по числу единиц переноса. Высота насадки определяется как произведение числа единиц переноса n_y на высоту насадки h_y , эквивалентную одной единице переноса:

$$H_n = n_y h_y = \frac{G}{KSf} \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta_{cp}}. \quad (8.69)$$

Множитель $(Y_1 - Y_2)/\Delta_{cp}$ представляет собой изменение рабочих концентраций на единицу движущей силы и называется числом единиц переноса. Величина n_y равна:

$$n_y = (Y_1 - Y_2)/\Delta_{cp}. \quad (8.70)$$

Множитель $G/(KSf)$ представляет собой высоту участка, соответствующего одной единице переноса, и называется высотой единицы переноса:

$$h_y = G/(KSf). \quad (8.71)$$

Число единиц переноса можно определить по формуле (8.70), которая применяется в том случае, когда линия равновесия является прямой или близка к ней, а также графическим методом или методом графического интегрирования.

Рассмотрим графический метод. На диаграмме $Y-X$ (рис. 8.6) проводят линию MN , делящую пополам отрезки ординат, заключенные между рабочей линией и линией равновесия. Эти отрезки ординат равны $Y - Y^*$ и выражают движущую силу процесса. Затем через точку B на рабочей линии, соответствующую состоянию фазы G на выходе из аппарата, проводят горизонталь. Эту горизонталь, пересекающуюся с линией MN в точке D , продолжают до точки E , причем отрезок BE равен удвоенному отрезку BD . Из точки E проводят вертикаль EF до пересечения с рабочей линией.

Из подобия треугольников BEF и BDK следует $EF/KD = BE/BD$. Но по построению $BE = 2BD$ и $KD = KL/2$. Таким образом,

$$EF = KD \frac{BE}{BD} = \frac{KL}{2} \frac{2BD}{BD} = KL.$$

Ступенька BEF соответствует некоторому участку аппарата, в котором изменение рабочих концентраций в фазе G равно EF , а в фазе L соответствует BE . Отрезок KL изображает среднюю движущую силу на этом участке. Так как изменение рабочей концентрации EF по построению равно средней движущей силе KL , то ступенька BEF соответствует одной единице переноса.

Продолжая вписывать указанным выше способом ступеньки до точки A , соответствующей состоянию системы на входе в аппарат, находим число единиц переноса (равное числу ступенек), необходимое для достижения заданного изменения рабочих концентраций между точками A и B .

Если между точками B и A не вписывается целое число ступенек, то число единиц переноса, соответствующее последней неполной ступеньке, равно отношению отрезка AP , ограничивающего неполную ступеньку, к вертикальному отрезку ST между рабочей линией и линией равновесия, проведенного через середину основания неполной ступеньки.

Если рабочая линия расположена ниже линии равновесия, то построение ступенек ведут не слева направо, как описано выше, а справа налево, начиная от точки A .

Рассмотренный метод применим, если на участке соответствующем одной ступеньке (рис. 8.6) линия равновесия сильно не отличается от прямой. В противном случае отрезок KL не будет изображать среднюю движущую силу на данном участке. В этом случае пользуются более точным методом графического интегрирования [2].

Определение высоты абсорбера через высоту, эквивалентную теоретической тарелке.

Высота слоя насадки H_n рассчитывается по уравнению

$$H_n = h_s n_T, \quad (8.72)$$

где h_s — высота, эквивалентная теоретической тарелке; n_T — число теоретических тарелок.

Число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (см. рис. 8.3).

Высоту насадки h , эквивалентную одной теоретической тарелке, для условий, соответствующих точке нагрузки (началу эмульгирования), определяют по уравнению

$$h_T = 48 \left(\frac{\rho_r w_0}{\mu_r} \right)^{0.2} f^{-1.2} F_c \left(\frac{G}{L} \right)^{0.405} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} \right)^{0.225} \left(\frac{\mu_r}{\mu_{ж}} \right)^{0.045} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m \frac{G}{L}}. \quad (8.73)$$

Здесь m — среднее значение тангенса угла наклона к оси x кривой равновесия в координатах $x - y$.

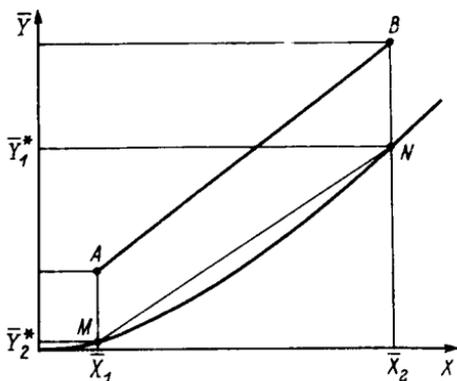


Рис. 8.7. Определение угла наклона линии равновесия

Величину m с достаточной точностью можно найти спрямлением участков кривой равновесия (заменой кривой равновесия ломаной линией), при этом

$$m = (m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_i)/i, \quad (8.74)$$

где m_1, m_2, m_3, \dots — тангенсы углов наклона прямых на отдельных участках, i — число прямолинейных участков ломаной линии.

Средний наклон линии равновесия можно определить как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см. рис. 8.7) ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$m = (\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*)/(\bar{X}_2 - \bar{X}_1), \quad (8.75)$$

где \bar{Y}_1^* и \bar{Y}_2^* — ординаты точек M и N , а \bar{X}_2 и \bar{X}_1 — абсциссы этих точек.

Если растворимость абсорбируемого газа подчиняется закону Генри и линия равновесия представляет собой прямую, множитель $\lg \frac{L}{mG} / (1 - m \frac{G}{L})$ из формулы принимается равным единице. Высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени, h_s может быть рассчитана по уравнению

$$h_s = 200 \left(\frac{V_c}{f} \right)^{1,2} \frac{1}{w_{np}^{0,4}}. \quad (8.76)$$

Эта формула рекомендуется В. В. Кафаровым для колонн, работающих в эмульгационном режиме.

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса, зависит от характеристик насадки и фазового состояния:

$$h_s = h_y + \frac{m}{l} h_x. \quad (8.77)$$

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса для газовой фазы, h_y определяется следующим образом:

1) для беспорядочных насадок

$$h_y = 0,615 d_s \text{Re}_y^{0,343} (\text{Pr}'_y)^{2/3}, \quad (8.78)$$

2) для регулярных насадок

$$h_y = 1,5 d_s \text{Re}_y^{0,25} (\text{Pr}'_y)^{2/3}. \quad (8.79)$$

Величина h_y может быть также определена по формуле

$$h_y = \frac{aV_c}{f\Psi} \text{Re}_y^{0,25} (\text{Pr}'_y)^{2/3}. \quad (8.80)$$

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса для жидкой фазы, h_x определяется по формуле

$$h_x = 119\delta_{\text{np}} \text{Re}_x^{0,25} (\text{Pr}'_x)^{0,5}. \quad (8.81)$$

Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_3 = 4V_c/f. \quad (8.82)$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_r = 4W_r/(f\mu_r); \quad \text{Re}_ж = 4W_ж/(f\mu_ж). \quad (8.83)$$

Массовые скорости:

$$W_r = G/S; \quad W_ж = L/S. \quad (8.84)$$

Диффузионный критерий Прандтля:

$$\text{Pr}'_r = \mu_r/(\rho_r D_r); \quad \text{Pr}'_ж = \mu_ж/(\rho_ж D_ж). \quad (8.85)$$

Приведенная толщина пленки жидкости, стекающей по насадке:

$$\delta_{\text{np}} = [(\mu_ж^2/(g\rho_ж^2))]^{0,33}, \quad (8.86)$$

Тарельчатые колонны. Определение высоты тарельчатой колонны проводится по уравнению

$$H = H_r + h_1 + h_2, \quad (8.87)$$

где $H_r = (n-1)h$ — высота тарельчатой части колонны, м; h_1 — высота сепарационной части колонны, м; h_2 — расстояние от нижней тарелки до днища, м; n — число тарелок; h — расстояние между тарелками, м.

Определение числа тарелок. 1. При приближенных расчетах применяют теоретически менее обоснованный, но более простой метод определения числа тарелок с помощью так называемого среднего к. п. д. тарелок:

$$n = n_r/\eta. \quad (8.88)$$

Здесь n_r — число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации, которое находят графическим методом построения между равновесной и рабочей линиями на $y-x$ диаграмме (см. рис. 8.3).

Значения η определяют по опытным данным и находятся в пределах 0,3—0,8.

2. Действительное число тарелок определяется также графическим методом с построением кинетической кривой. Для построения кинетической кривой возможны следующие методы.

2.1. На основе общих положений массопередачи.

После построения рабочей линии и кривой равновесия рассчитывается коэффициент массопередачи:

$$K_y = 1/(1/\beta_y + m/\beta_x), \quad (8.89)$$

где β_x , β_y — коэффициент массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах, кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль)

Коэффициент массоотдачи в газовой и жидкой фазах:

1) для колпачковых тарелок

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} \omega_r^{1,32} \Delta p_x; \quad (8.90)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \omega_r^{0,79} \Delta p_x; \quad (8.91)$$

2) Для ситчатых тарелок

$$\beta_y = 3,03 \cdot 10^{-4} \omega_r^{0,76} \Delta p_x; \quad (8.92)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \Delta p_x / (1,95 \omega_r - 0,41), \quad (8.93)$$

где ω_r — скорость газа, отнесенная к свободному сечению колонны, м/с; Δp_x — гидравлическое сопротивление жидкости на тарелке, Па.

Число единиц переноса одной тарелки:

$$n_y = K_y S_T / G_{н.г.} \quad (8.94)$$

Здесь S_T — рабочая площадь тарелки, м²:

$$S_T = S_{\text{кол}} - 2S_{\text{слива}}. \quad (8.95)$$

Определяем величину C_y :

$$C_y = (y_n - y^*) / (y_k - y^*) = \overline{AC} / \overline{BC} = e^{n_y} = 2,718^{n_y}. \quad (8.96)$$

Величина отрезков на вертикалях диаграммы $y-x$ между линией рабочих концентраций и вспомогательной кинетической кривой

$$\overline{BC} = \overline{AC} / C_y. \quad (8.97)$$

На линии рабочих концентраций (рис. 8.8) наносят ряд точек A_1, A_2, A_3 и т. д., а на линии равновесия — соответствующие им точки C_1, C_2, C_3 и т. д.

Пользуясь полученными равенствами $\overline{BC} = \overline{AC} / C_y$, находят на отрезках $\overline{A_1 C_1}, \overline{A_2 C_2}$ и т. д. точки B_1, B_2, B_3 и т. д.

Проводя через полученные точки B_1, B_2, B_3 и т. д. линию, получают вспомогательную кинетическую кривую. Из точки B_1 в пределах заданных рабочих концентраций y_n и y_k между линией рабочих концентраций и вспомогательной кинетической кривой строят ломаную линию $A_1 B_1 - A_2 B_2 - A_3 B_3$ и т. д. Полученное число ступеней (или отрезков \overline{BC}) и дает необходимое для заданных условий число тарелок.

2.2. Число единиц переноса n на одну тарелку может быть определено в зависимости от чисел переноса для газовой фазы

Рис. 8.8. Определение числа ступеней изменения концентрации

n_1 и для жидкой фазы n_2 по уравнению

$$\frac{1}{n_0} = \frac{1}{n_r} + \frac{m}{l} \frac{1}{n_{ж}}. \quad (8.98)$$

Значения n_r и $n_{ж}$ для колпачковых и ситчатых тарелок приведены в [2].

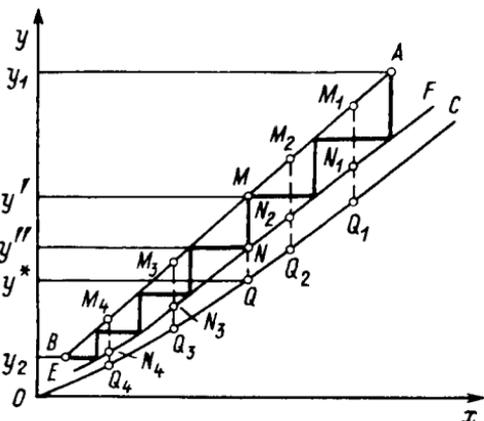
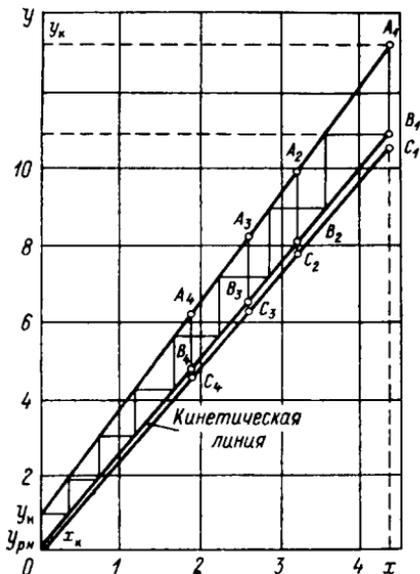
После определения n_0 находим относительный коэффициент извлечения E :

$$n_0 = -2,3 \lg(1 - E) = 2,3 \lg \frac{y' - y^*}{y'' - y^*}, \quad (8.99)$$

$$\text{где } E = \frac{y' - y''}{y' - y^*} = \frac{MN}{MQ}.$$

Относительный коэффициент извлечения E представляет собой отношение количества поглощенного на тарелке компонента к количеству, поглощенному при достижении равновесия между газом и находящейся на тарелке жидкостью.

Исходя из изложенного, число тарелок можно найти графически следующим путем. Определив E из формулы (8.99), проводят на $Y-X$ диаграмме (рис. 8.9) ряд вертикальных прямых M_1Q_1, M_2Q_2 и т. д. и делят эти отрезки между линиями равновесия и рабочей линией в отношении $MN/MQ = E$. Через найденные при этом точки N_1, N_2 и т. д. проводят линию EF , называемую кинетической кривой. Далее, начиная от точки A , соответствующей



составу газа и жидкости на входе в аппарат, вписывают между рабочей и кинетической кривой ступенчатую линию из вертикальных и горизонтальных участков отрезков, как показано на рис. 8.9. Число вертикальных отрезков этой ступенчатой линии между начальным и

Рис. 8.9. Графическое определение числа тарелок

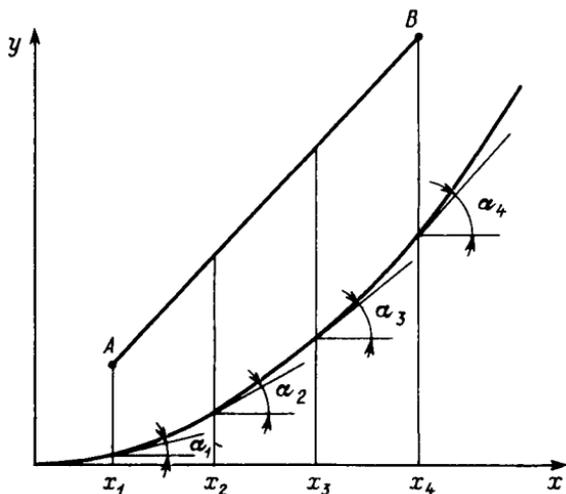


Рис. 8.10. Определение угла наклона касательных к линии равновесия

конечным составами газа Y_1 и Y_2 равно числу тарелок, необходимому для достижения заданного изменения состава газа.

2.3. Кинетическую кривую можно построить также следующим образом. Задаемся рядом значений x , на оси абсцисс проводим из этих точек вертикальные линии, пересекающие линию равновесия и рабочую линию (рис. 8.10). В точках пересечения с равновесной кривой проводим касательную к линии равновесия. Определяем тангенс угла наклона касательной линии m . Для каждого значения m определяем величину n_0 и E . В соответствии с полученными значениями E строим кинетическую кривую.

8.3. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ НАСАДОЧНЫХ КОЛОНН

Гидравлическое сопротивление сухой насадки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = (\lambda H / d_s) (w_{\text{г}}^2 \rho_{\text{г}} / 2). \quad (8.100)$$

Сопротивление орошаемой насадки при плотности орошения менее $50 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ приближенно можно найти по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} (1 + kU), \quad (8.101)$$

где k — опытный коэффициент (для нерегулярной насадки и хордовой насадки $k = 0,06$; для регулярных насадок $k = 0,04$).

При заполнении колонны насадкой в виде колец Рашига диаметром до 30 мм гидравлическое сопротивление смоченной насадки можно определить по формуле Н. М. Жаворонкова

и М. Э. Аэрова:

$$\Delta p_{см}/\Delta p_{сух} = 1/(1 - \Pi_n^3), \quad (8.102)$$

где Π_n — уменьшение свободного объема насадки.

Величина Π_n определяется по уравнению

$$\Pi_n = \sqrt{\Gamma \sigma_n b / (gV)}. \quad (8.103)$$

Здесь $b = 23,7/Re_{ж}^{0,3}$ — коэффициент; $Re_{ж} = 4W_{ж}/(\sigma_n \mu_{ж})$; $W_{ж}$ — массовая скорость жидкости, кг/(м²·с); σ_n — удельная поверхность насадки, м²/м³; $\Gamma = L/F$ — плотность орошения м³/(м²·с); L — количество стекающей по колонне жидкости, м³/с.

Коэффициент сопротивления λ для насадки из колец навалом:

$$\lambda = 140/Re_r \quad \text{при} \quad Re_r < 40; \quad (8.104)$$

$$\lambda = 16/Re_r^{0,2} \quad \text{при} \quad Re_r > 40. \quad (8.105)$$

Для правильно уложенных кольцевых насадок и любом значении критерия Рейнольдса коэффициент сопротивления λ с достаточной степенью точности можно определить по уравнению

$$\lambda = 9,21/Re_r^{0,375}. \quad (8.106)$$

Для регулярных насадок при $Re_r < Re_{r.a}$:

$$\lambda = \lambda_a (Re_r/Re_{r.a})^{-0,45}. \quad (8.107)$$

Величина $Re_{r.a}$ — это критерий Рейнольдса, соответствующий переходу в автомодельный режим:

$$Re_{r.a} = 3000 - 30\lambda_a/d_s, \quad (8.108)$$

причем $\lambda_a = 0,053 + \frac{d_s}{l} \left(\frac{a}{V_c} - \frac{a+b}{V_c} + b \right)$, где l — высота ряда насадки, м; a и b — постоянные ($a = 4,2$ и $b = 3,9$ — для колец и блоков; $a = 0,52$ и $b = -0,67$ — для хордовых насадок).

Сопротивление орошаемой насадки при пленочном течении

$$\Delta p_{ор} = \Delta p_{сух} \cdot 10^{bU}, \quad (8.109)$$

где b — постоянная:

Насадка внавал	b	Регулярная насадка	b
Кольца до 12,5 мм	84	Кольца с $d = 50$ мм	25
« до 19,0 мм	53	Спиральные кольца	31
« 32—38 мм	47		
« до 55 мм	35		

При малых плотностях орошения

$$\Delta p_{ор} = \Delta p_{сух} (1 + b_1 U), \quad (8.110)$$

где $b_1 = 216$ — для хордовой насадки и колец, загруженных навалом; $b_1 = 144$ — для регулярной насадки.

8.4. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОЛОНН

Для тарельчатых колонн гидравлическое сопротивление всех тарелок Δp равно сумме сопротивления сухой тарелки Δp_1 , сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения Δp_2 , и сопротивления газожидкостного слоя на тарелке Δp_3 :

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3. \quad (8.111)$$

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_1 = \xi \rho_r \omega_0^2 / 2. \quad (8.112)$$

Здесь ξ — коэффициент сопротивления; ω_0 — скорость газа в отверстиях тарелки (прорезях колпачка, щелях и других элементах тарелки, через которые проходит газ).

Коэффициент сопротивления ξ зависит от типа тарелки:

Тарелки	ξ	Тарелки	ξ
Колпачковые	4,5—5	Провальные:	
Ситчатые:		дырчатые	2,1
$\varphi = 0,07 \div 0,1$	1,85	решетчатые	1,4—1,5
$\varphi = 0,15 \div 0,2$	1,45	трубчато-решетчатые	0,9—1

Примечание: φ — живое сечение отверстий F_o/F (отношение суммарной площади отверстий на тарелке F_o к площади поперечного сечения колонны F).

Скорость газа в прорезях колпачка при их полном открытии:

$$\omega_{пр} = a \sqrt{\frac{K}{\xi} \frac{\rho_{ж}}{\rho_r} l}, \quad (8.113)$$

где a — коэффициент равный 1 для колпачковых тарелок, 0,65 — для ситчатых; l — высота прорези колпачка или высота слоя жидкости на тарелке (для ситчатых тарелок).

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_2 = \sigma \Pi / S = 4\sigma / d_s, \quad (8.114)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; Π — периметр отверстия (прорези), м; S — площадь отверстия (прорези), м²; d_s — эквивалентный диаметр отверстия (прорези), м.

В условиях рабочих режимов колонн величина Δp_2 имеет небольшое значение и ею можно пренебречь.

Сопротивление газожидкостного слоя принимают равным:

$$\Delta p_3 = g \rho_{ж} h_0 = \rho_r g h_n, \quad (8.115)$$

где $\rho_{ж}$, ρ_n — плотности светлой жидкости и пены, кг/м³; h_0 , h_n — высоты светлой жидкости и пены, м.

Приведенные уравнения являются общими для всех типов тарелок, однако их практическое применение для различных тарелок несколько различается.

Сопротивление столба жидкости на тарелке рассчитывается по формулам:

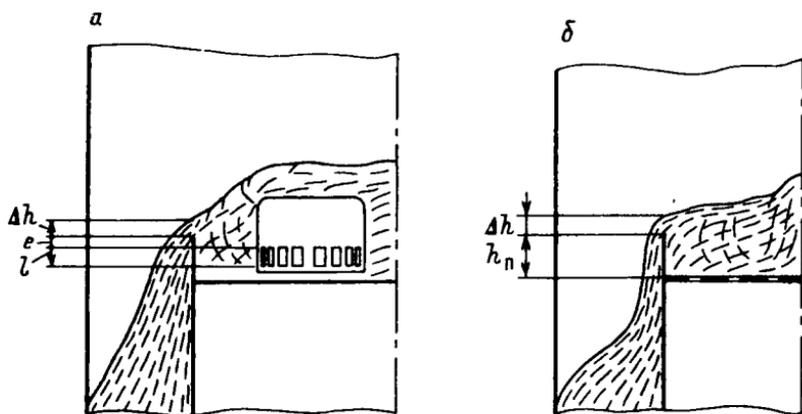


Рис. 8.11. К расчету сопротивления столба жидкости: а — на колпачковой тарелке; б — на ситчатой тарелке

1) для колпачковых тарелок при полном открытии прорезей

$$\Delta p_3 = 1,3gk\rho_{ж} (l + e/2 + \Delta h); \quad (8.116)$$

2) для ситчатых тарелок

$$\Delta p_3 = 1,3gk\rho_{ж} (h_{пер} + \Delta h). \quad (8.117)$$

Здесь k — отношение плотности пены к плотности чистой жидкости (при расчетах принимают $k = 0,5$); e — расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога, м; l — высота прорези, м; Δh — высота уровня жидкости над сливным порогом, м; $h_{пер}$ — высота сливного порога, м.

Высоты $h_{пер}$, Δh , l и расстояние e показаны на рис. 8.11. Величина Δh определяется по формуле

$$\Delta h = [V_{ж}/(1,85\Pi k)]^{2/3}, \quad (8.118)$$

где $V_{ж}$ — объемный расход жидкости, м³/с; Π — периметр сливной перегородки, м.

Для ситчатых тарелок Δp может быть рассчитано также по формуле

$$\Delta p = 4,9h \frac{\rho_{ж}}{\rho} + 22,3 \frac{\rho_{ж}}{\rho} \left(\frac{L}{\Pi}\right)^{2/3}, \quad (8.119)$$

где Π — смоченный периметр сливной трубы.

Сопротивление орошаемой ситчатой тарелки можно рассчитать по обобщенному уравнению А. А. Носкова и В. Н. Соколова:

$$\Delta p = 0,087w_n^{1,28} \sigma^{0,09} \rho_n^{0,4} \rho_{ж}^{0,51} h^{0,18} (L/G)^n (d/\delta)^{0,12}. \quad (8.120)$$

Здесь $n = 0,135$ при $L/G > 5$; $n = 0,3$ при $L/G < 5$; d/δ — отношение диаметра отверстия к толщине тарелки.

Для провальной тарелки

$$p_1 = \left[(1 - f_{cb})^2 + \xi + \frac{4000 f_{cb} b \delta}{\text{Re}^{0.2} d} \right] \frac{\omega_n^2 \rho_n}{2}; \quad (8.121)$$

$$p_2 = 0,43 h \rho_{жг} (L/G)^{0,325} (\rho_n/\rho_{ж})^{0,18} (\mu_{ж}/\mu_n)^{0,0362}. \quad (8.122)$$

После определения гидравлического сопротивления тарелки рекомендуется проверить достаточность принятого расстояния H между тарелками по соотношению

$$H \geq \Delta p / (\rho_{жг}). \quad (8.123)$$

Сопротивление всех тарелок колонны:

$$\Delta P = \Delta p n, \quad (8.124)$$

где n — число тарелок.

8.5. ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Схема абсорбционной установки представлена на рис. 8.12.

Газ, охлажденный в теплообменнике 9, подается газодувкой 8 в нижнюю часть абсорбера 6, где равномерно распределяется по сечению колонны и поступает на контактные элементы (насадку). Абсорбент подается в верхнюю часть колонны центробежным насосом 4 из сборника 3. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ выходит из колонны в атмосферу. Абсорбент стекает через гидрозатвор в сборник 7, откуда насосом 5 направляется на дальнейшую переработку. Для охлаждения газа в холодильник из градирни 2 подается насосом 1 вода, которая после холодильника возвращается на охлаждение в градирню.

Схема автоматизирована. Цель системы автоматического регулирования определяется назначением процесса: очистка газа, поступающего в абсорбер или получение готового продукта. В данной работе рассматривается первая задача, в соответствии с которой основными регулируемыми параметрами являются: 1) концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера; 2) температура газовой смеси, поступающей на абсорбцию; 3) уровень жидкости в абсорбере.

В большинстве случаев расход газовой смеси определяется технологическим режимом, т.е. абсорбционная установка должна переработать весь поступающий поток газа. Поэтому, например, при увеличении количества подаваемой в абсорбер газовой смеси возрастет концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера. При помощи регулятора концентрации увеличится подача абсорбента в абсорбер, что обеспечит стабилизацию концентрации компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера.

Для улучшения процесса абсорбции поддерживается низкая температура газовой смеси, поступающей в абсорбер, путем изменения расхода охлаждающей воды, подаваемой в холодильник газа 9.

Уровень жидкости в колонне стабилизируется путем изменения отбора жидкости из нее.

Системой автоматизации предусмотрена стабилизация уровней жидкости в сборниках.

В процессе абсорбции при помощи КИП контролируются расходы, температуры, давления технологических потоков.

Задание на проектирование. Рассчитать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из газовой смеси водой.

Исходные данные:

- 1) количество газовой смеси, поступающей на установку $V = 45\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($12,5 \text{ м}^3/\text{с}$);
- 2) температура газовой смеси $t = 450 \text{ }^\circ\text{C}$;
- 3) начальная объемная концентрация аммиака в газовой фазе $y_n = 12 \%$;
- 4) степень извлечения $\epsilon = 95 \%$;
- 5) начальная массовая концентрация аммиака в воде $\bar{x} = 0,2 \%$;
- 6) степень насыщения воды аммиаком $\eta = 0,75$;
- 7) начальная температура воды, поступающей в абсорбер, $t = 15 \text{ }^\circ\text{C}$;
- 8) начальная температура охлаждающей воды $t = 15 \text{ }^\circ\text{C}$;
- 9) абсорбер работает под атмосферным давлением;
- 10) в установке предусмотреть (рассчитать и подобрать) насос для подачи воды в абсорбер, холодильник для охлаждения газа и газодувку для подачи газовой смеси в абсорбер.

1. Материальный баланс.

Количество аммиака переходящего из газовой смеси в поглотитель — воду, определяют из уравнения материального баланса.

Начальные относительные массовые составы газовой и жидкой фаз определяются по формулам

$$\bar{X}_n = 0,2 / (100 - 0,2) = 0,002 \text{ кг/кг воды};$$

$$\bar{Y}_n = \frac{17}{29} \frac{12}{100 - 12} = 0,08 \text{ кг/кг воздуха}.$$

Концентрация аммиака в газовой смеси на выходе из абсорбера:

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n (1 - \epsilon) = 0,008 (1 - 0,95) = 0,004 \text{ кг/кг воздуха}.$$

Конечную рабочую концентрацию аммиака в жидкости на выходе из абсорбера определяют по формуле (8.4). Для определения равновесной концентрации аммиака и построения линии равновесия выполняем расчет в такой последовательности. Задаваясь рядом значений \bar{X} — конечных концентраций аммиака в жидкости, вытекающей из абсорбера, рассчитываем температуру жидкости t_2 (формула (8.18)) и соответствующие величины ψ [4; 8.1]. Далее пересчитываем относительные массовые концентрации X в мольные доли x и по уравнению (8.6) находим значения p^* и определяем Y^* по формуле (8.10):

$$\bar{Y}^* = \frac{17}{29} \frac{p^*}{(1,013 \cdot 10^5 - p^*)} = \frac{0,588 p^*}{1,013 \cdot 10^5 - p^*},$$

где 17 и 29 — мольные массы NH_3 и воздуха, кг/кмоль.

Результаты расчета сведены в табл. 8.3.

При парциальном давлении NH_3 в поступающем газе $p_n = 1,013 \cdot 10^5 \times 0,12 = 0,122 \cdot 10^5 \text{ Па} = 12,2 \text{ кПа}$ равновесная концентрация NH_3 в жидкости, вытекающей из абсорбера, составит $\bar{X}_k^* = 0,056 \text{ кг/кг}$. При степени насыщения воды аммиаком $\eta = 0,75$ конечная концентрация аммиака в жидкости равна:

$$\bar{X}_k = 0,056 \cdot 0,75 = 0,042 \text{ кг/кг воды}.$$

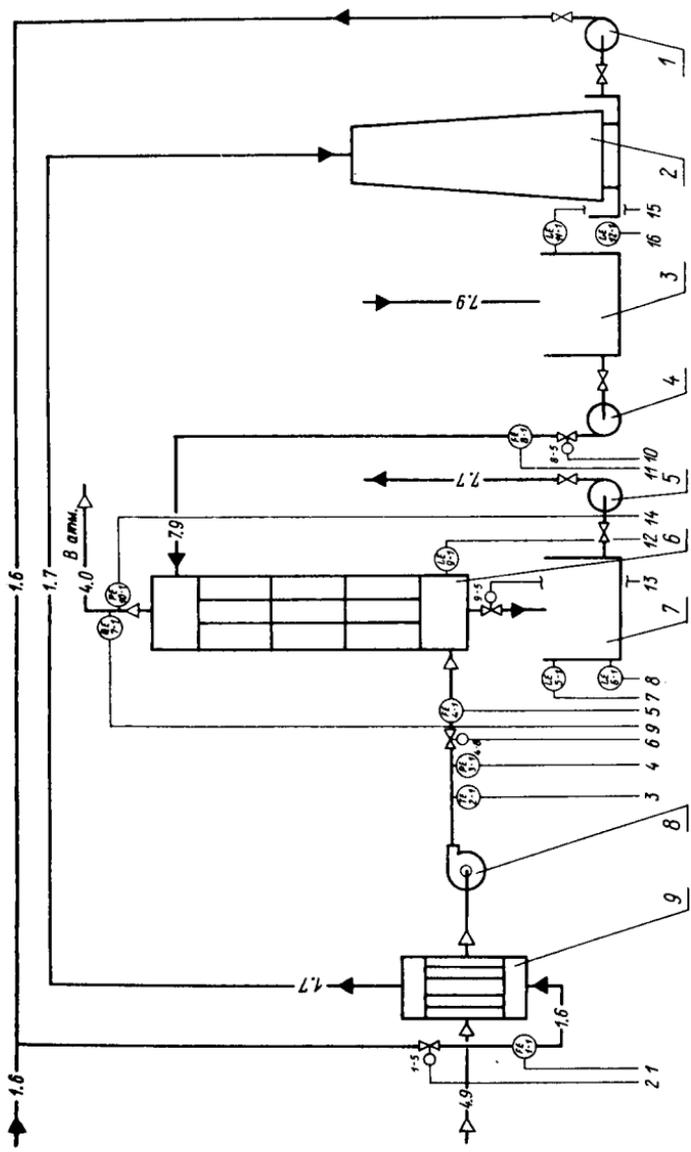
Принимаем, что газовая смесь, поступающая на установку из колонны синтеза, перед подачей в колонну охлаждается в холодильнике до $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. В этом случае объем газовой смеси, поступающей в абсорбер, равен:

$$V_r = 12,5 \cdot 293 / (450 + 273) = 5,07 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Количество аммиака, поступающего в колонну:

$$G_{\text{NH}_3} = 5,07 \cdot 0,12 \cdot 0,717 = 0,436 \text{ кг/с}.$$

где 0,717 — плотность аммиака при $20 \text{ }^\circ\text{C}$, кг/м³.



Приборы местные	Щит	установки
1	FT 1-2	1.6 V.1.7
2	FT 2-2	1.6 V.1.7
3	FT 3-2	1.6 V.1.7
4	FT 4-2	1.6 V.1.7
5	FT 5-2	1.6 V.1.7
6	FT 6-2	1.6 V.1.7
7	FT 7-2	1.6 V.1.7
8	FT 8-2	1.6 V.1.7
9	FT 9-2	1.6 V.1.7
10	FT 10-2	1.6 V.1.7
11	FT 11-2	1.6 V.1.7
12	FT 12-2	1.6 V.1.7
13	FT 13-2	1.6 V.1.7
14	FT 14-2	1.6 V.1.7
15	FT 15-2	1.6 V.1.7
16	FT 16-2	1.6 V.1.7

Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
Буквенное	Графическое	
	— 1,6 —	Вода оборотная
	— 1,7 —	Вода горячая
	— 4,9 —	Газ, содержащий аммиак
	— 4,0 —	Газ отработанный
	— 7,7 —	Жидкость
	— 7,9 —	Жидкость, содержащая аммиак

Зона	Формат	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
		1		Насос центробежный	2	
		2		Градирия	1	
		3		Сборник исходного раствора	1	
		4		Насос центробежный	2	
		5		Насос центробежный	2	
		6	÷	Колонна абсорбционная	1	
		7		Сборник жидкости, содержащей аммиак	1	
		8		Вентилятор	2	
		9		Холодильник газа	1	

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Установка абсорбционная Технологическая схема с КИП и А	Литера	Масса	Масшт.	
Разраб.									
Пров.									
						Лист	Листов		
Н. конт.									

Рис. 8.12. Установка абсорбционная. Технологическая схема с КИП и А

Результаты расчета

\bar{X} , кг/кг	0,002	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06
$\bar{x} = \bar{X}/(1 + \bar{X})$	0,002	0,005	0,01	0,02	0,029	0,0385	0,0476	0,057
$x =$	0,0021	0,0053	0,01	0,02	0,031	0,0406	0,05	0,06
$= \frac{M_{\text{H}_2\text{O}} \bar{X}}{M_{\text{H}_2\text{O}} \bar{X} + M_{\text{NH}_3}}$								
$t = 15 +$	15	16,5	19	23,9	28,8	33,8	38,5	43,7
$+ \frac{2070 \cdot 10^3}{4190} \times$								
$\times (\bar{X} - 0,002), ^\circ\text{C}$								
$\psi = 10^{9,343 - 1922/T}$, мм рт. ст.	501	506	577	740	944	1197	1503	1881
$p^* = \psi x$, мм рт. ст.	1,05	2,66	6,05	14,8	29,3	48,6	71,5	107,2
$\bar{Y}^* = \frac{0,588 p^*}{760 - p^*}$, кг/кг	0,0008	0,002	0,0047	0,012	0,023	0,04	0,06	0,097

Количество воздуха, поступающего в колонну:

$$G = 5,07 \cdot 0,88 \cdot 1,2 = 5,354 \text{ кг/с,}$$

где 1,2 — плотность воздуха при 20 °С, кг/м³.

Плотность газа, поступающего на абсорбцию:

$$\rho_r = (0,436 + 5,354)/5,07 = 1,14 \text{ кг/м}^3.$$

Количество поглощенного аммиака:

$$G'_{\text{NH}_3} = 0,436 \cdot 0,95 = 0,414 \text{ кг/с.}$$

Расход воды в абсорбер:

$$L = 0,414/(0,042 - 0,002) = 10,35 \text{ кг/с (0,0104 м}^3/\text{с).}$$

2. Определение скорости газа и диаметра абсорбера.

Принимаем в качестве насадки керамические кольца Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм.

Характеристика насадки: удельная поверхность 110 м²/м³; свободный объем 0,735 м³/м³; эквивалентный диаметр 0,027 м.

Предельная скорость газа в насадочных абсорберах (см. например, формулу (8.25)):

$$\lg \left[\frac{\omega_3^2 110 \cdot 1,14}{9,81 \cdot 0,735^3 \cdot 1000} 1^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{10,35}{5,79} \right)^{0,25} \left(\frac{1,14}{1000} \right)^{0,125};$$

$$\lg 0,0322 \omega_3^2 = -0,845 = 1,155; \quad 0,0322 \omega_3^2 = 0,1429; \quad \omega_3 = 2,1 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость газа в колонне:

$$w_p = 2,1 \cdot 0,8 = 1,68 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны:

$$D = \sqrt{4 \cdot 5,07 / (3,14 \cdot 1,68)} = 1,6 \text{ м.}$$

Выбираем стандартный диаметр обечайки колонны $D = 2 \text{ м}$.

Плотность орошения колонны:

$$U = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 2^2} = 11,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Оптимальная плотность орошения:

$$U_{\text{опт}} = 0,158 \cdot 110 = 17,38 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Так как $U/U_{\text{опт}} = 11,9/17,38 = 0,68$, поверхность насадки смочена не полностью. Для увеличения U и снижения $U_{\text{опт}}$ выбираем насадку другого типа (с меньшим свободным объемом и меньшей удельной поверхностью). Принимаем в качестве насадки керамические кольца Рашига размером $80 \times 80 \times 8 \text{ мм}$ со следующей характеристикой: удельная поверхность $80 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $0,036 \text{ м}$; масса 1 м^3 670 кг.

Для этой насадки скорость газа при захлебывании будет равна:

$$\lg \left[\frac{80 \cdot 1,14}{9,81 \cdot 0,72^3 \cdot 1000} 1^{0,16} \right] = -0,845,$$

откуда $w_з = 2,39 \text{ м/с}$.

Рабочая скорость газа в колонне:

$$w_p = 2,39 \cdot 0,8 = 1,91 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны:

$$D = \sqrt{4 \cdot 5,07 / (3,14 \cdot 1,91)} = 1,84 \text{ м.}$$

Выбираем стандартный диаметр обечайки абсорбера $D = 2 \text{ м}$.

При данном диаметре плотность орошения $U = 11,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Оптимальная плотность орошения:

$$U_{\text{опт}} = 0,158 \cdot 80 = 12,64 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Отношение $U/U_{\text{опт}} = 11,9/12,64 = 0,94$ незначительно меньше 1, однако поверхность насадки полностью смочена не будет. Плотность орошения в этом случае можно увеличить, рассчитав рабочую скорость газа в колонне по соотношению $w_p = 0,85w_з$. При увеличении рабочей скорости газа уменьшится расчетный диаметр колонны и увеличится плотность орошения колонны.

Рабочая скорость газа в колонне:

$$w_p = 2,39 \cdot 0,85 = 2,03 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны:

$$D = \sqrt{4 \cdot 5,07 / (3,14 \cdot 2,03)} = 1,784 \text{ м.}$$

Выбираем стандартный диаметр обечайки колонны $D = 1,8 \text{ м}$.

Уточняем скорость газа в колонне:

$$w_p = 4 \cdot 5,07 / (3,14 \cdot 1,8^2) = 2 \text{ м/с.}$$

Плотность орошения колонны:

$$U = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2} = 14,65 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Отношение $U/U_{\text{опт}} = 14,65/12,64 = 1,16 > 1$, коэффициент смачиваемости Ψ равен 1.

3. Определение высоты насадочной колонны.

Высота насадочной колонны определяется по уравнению (8.49). Принимаем расстояние от слоя насадки до крышки абсорбера $h_1 = 1,2$ м, расстояние от насадки до днища абсорбера 2,7 м.

Высоту слоя насадки определяем, исходя из основного уравнения массопередачи (8.49).

Движущая сила внизу абсорбера на входе газа

$$\Delta \bar{Y}_6 = \bar{Y}_n - \bar{Y}_{X_k}^* = 0,08 - 0,044 = 0,036 \text{ кг/кг воздуха,}$$

вверху абсорбера на выходе газа

$$\Delta \bar{Y}_m = \bar{Y}_k - \bar{Y}_{X_n}^* = 0,004 - 0,0008 = 0,0032 \text{ кг/кг воздуха.}$$

Так как отношение $\Delta \bar{Y}_6/\Delta \bar{Y}_m = 0,036/0,0032 = 11,25 > 2$, среднюю движущую силу определим по формуле (8.22):

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{0,036 - 0,0032}{2,3 \lg \frac{0,036}{0,0032}} = 0,0136 \text{ кг/кг воздуха.}$$

Коэффициент массопередачи определяется по формуле (8.53).

Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо рассчитать ряд величин.

Мольная масса газовой фазы:

$$M_r = 0,12 \cdot 17 + 0,88 \cdot 29 = 27,56 \text{ кг/кмоль,}$$

где 17 и 29 — мольная масса соответственно аммиака и воздуха, кг/кмоль.

Вязкость газовой фазы:

$$\frac{27,56}{\mu_r} = \frac{0,12 \cdot 17}{0,104 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,88 \cdot 29}{0,018 \cdot 10^{-3}};$$

$$\mu_r = 0,017 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

Здесь $0,104 \cdot 10^{-3}$ и $0,018 \cdot 10^{-3}$ — динамический коэффициент вязкости соответственно аммиака и воздуха при $t = 20^\circ\text{C}$, Па·с.

Коэффициент диффузии NH_3 в воздухе при 20°C определяется по уравнению (2.39):

$$D_r = 0,198 \cdot 10^{-4} (0,1/0,1) [(273 + 20)/273]^{3/2} = 0,22 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $D_0 = 0,198 \cdot 10^{-4}$ м/с — коэффициент диффузии NH_3 в воздухе при 0°C и 0,1 МПа.

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_r = \frac{4 \cdot 2 \cdot 1,14}{80 \cdot 0,017 \cdot 10^{-3}} = 6706,$$

т. е. режим движения газа — турбулентный.

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_r = 0,017 \cdot 10^{-3} / (1,14 \cdot 0,22 \cdot 10^{-4}) = 0,68.$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе для регулярных насадок определяется по формуле (8.62):

$$\beta_r = 0,167 \left(\frac{0,08}{0,036} \right)^{-0,47} \cdot 6706^{0,74} \cdot 0,68^{0,33} \frac{0,22 \cdot 10^{-4}}{0,036} = 0,042 \text{ м/с.}$$

Выразим β_r в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_r = 0,042 \rho_r = 0,042 \cdot 1,14 = 0,048 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рассчитываем следующие величины:

1) приведенная толщина стекающей пленки жидкости $\delta_{пр}$ (формула (8.86)):

$$\delta_{пр} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right]^{0,33} = 0,47 \cdot 10^{-4} \text{ м;}$$

2) модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости (формула (8.83)):

$$Re_{ж} = \frac{4 \cdot 0,00407 \cdot 1000}{80 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 203,5;$$

3) диффузионный критерий Прандтля для жидкости (формула (8.85)):

$$Pr'_{ж} = 1 \cdot 10^{-3} / (1000 \cdot 0,00183 \cdot 10^{-6}) = 546.$$

Коэффициент диффузии аммиака в воде $D_{ж} = 0,00183 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ [4, с. 825].

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{ж}$ находим из уравнения (8.58):

$$\beta_{ж} = 0,0021 \frac{0,00183 \cdot 10^{-6}}{0,47 \cdot 10^{-4}} 203,5^{0,77} \cdot 546^{0,5} = 1,15 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Выразим $\beta_{ж}$ в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_{ж} = 1,15 \cdot 10^{-4} \rho_{ж} = 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,115 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Находим коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y по уравнению (8.53):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,048} + \frac{1,05}{0,115}} = 0,0333 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с),}$$

где $m = \bar{Y}_{X,K}^* / \bar{X}_K = 0,044 / 0,042 = 1,05$.

Площадь поверхности массопередачи в абсорбере по уравнению (8.47) равна:

$$F = 0,414 / (0,0333 \cdot 0,0136) = 914 \text{ м}^2.$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой площади поверхности массопередачи, рассчитываем по формуле (8.48):

$$H = 914 / (80 \cdot 2,54 \cdot 1) = 4,5 \text{ м.}$$

Кроме того, высоту насадки можно определить по уравнению (8.69). Число единиц переноса находим графическим методом, вписывая ступеньки (см. рис. 8.13).

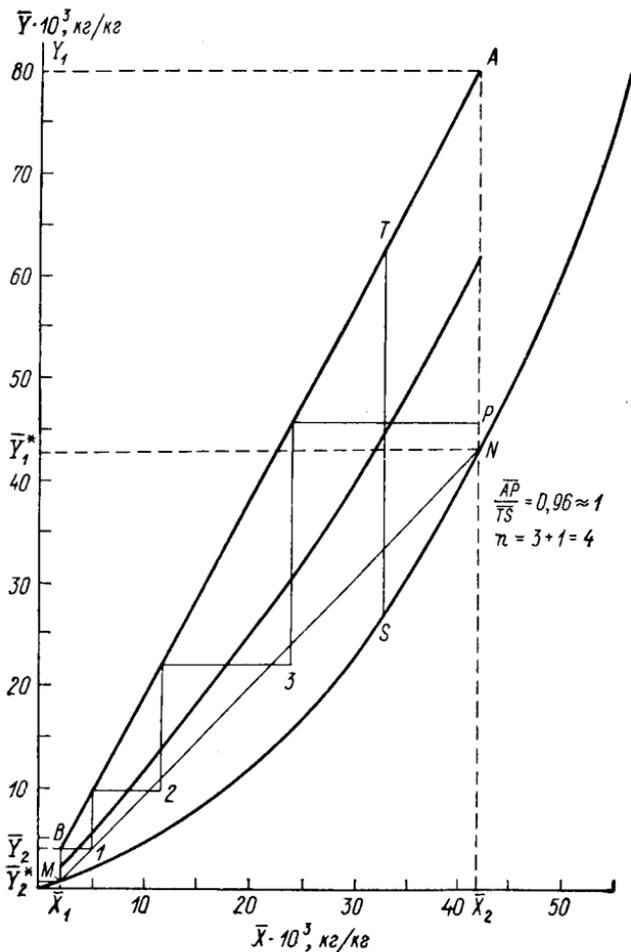


Рис. 8.13. Определение числа единиц переноса графическим методом (к примеру расчета насадочного абсорбера)

Для определения высоты единицы переноса (формула (8.77)) определяем:

- 1) высоту единицы переноса для газовой фазы [формула (8.80)]

$$h_1 = \frac{8,13 \cdot 0,72}{1 \cdot 80} 6706^{0,25} \cdot 0,68^{0,67} = 0,514 \text{ м,}$$

где $a = 8,13$ — коэффициент, зависящий от вида насадки [2, с. 612]; $\Psi = 1$ — коэффициент смачиваемости насадки;

- 2) высоту единицы переноса для жидкой фазы (формула (8.81))

$$h_2 = 119 \cdot 0,47 \cdot 10^{-4} \cdot 203,5^{0,25} \cdot 546^{0,5} = 0,494 \text{ м;}$$

- 3) удельный расход поглотителя

$$l = L/G = 10,35/5,354 = 1,933 \text{ кг/кг;}$$

4) средний наклон линии равновесия определяем как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см. рис. 8.13), ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$k = \frac{\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*}{\bar{X}_1 - \bar{X}_2} = \frac{0,044 - 0,0008}{0,042 - 0,002} = 1,08.$$

Высота единицы переноса:

$$h = 0,514 + \frac{1,08}{1,933} 0,494 = 0,79 \text{ м.}$$

Высота насадки:

$$H = 4 \cdot 0,79 = 3,16 \text{ м.}$$

С запасом 25 % принимаем

$$H = 1,25 \cdot 3,16 = 3,95 \text{ м.}$$

Принимаем высоту насадки $H = 4,5$ м, как бóльшую величину, полученную двумя способами.

4. Расчет гидравлического сопротивления насадки.

Критерий Рейнольдса для газа $Re_r = 6706$ (см. выше). Так как $Re_r > 40$, коэффициент сопротивления сухой насадки определяется по формуле

$$\lambda = 16/6706^{0,2} = 2,75.$$

Сопротивление сухой насадки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = 2,75 \frac{4,5 \cdot 80}{0,72} \frac{2^2 \cdot 1,14}{2} = 3135 \text{ Па.}$$

При плотности орошения $U = 14,65/3600 = 0,0041 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ гидравлическое сопротивление орошаемой насадки $\Delta p_{\text{ор}}$ равно:

$$\Delta p_{\text{ор}} = 10^{169 \cdot 0,0041} \cdot 3135 = 15\,457 \text{ Па.}$$

Давление, развиваемое газодувкой:

$$P_{\text{изб}} = 15\,457 \cdot 1,05 = 16\,230 \text{ Па,}$$

где 1,05 — коэффициент, учитывающий потери давления, при входе газового потока в колонну и в насадку, при выходе газового потока из насадки и колонны, в подводящих газопроводах.

Рассчитанный насадочный абсорбер представлен на рис. 8.14.

В насадочных колоннах устанавливаются тарелки ТСН-3, предназначенные для питания колонного аппарата, и ТСН-2 предназначенные для перераспределения жидкости по высоте колонного аппарата, при наличии нескольких слоев насадки. Конструкции насадочных тарелок приведены на рис. 8.15 и 8.16, технические характеристики тарелок и их основные размеры в соответствии с ОСТ 26-705-79 даны в табл. 8.4 и 8.5.

Пример условного обозначения перераспределительной тарелки ТСН-2 диаметром 1600 мм из стали 12Х18Н10Т:

Тарелка ТСН-2-1600 — 12Х18Н10Т ОСТ 26 — ... — 79.

То же для тарелки ТСН-3:

Тарелка ТСН-3-1600-12Х18Н10Т ОСТ 26 — ... — 79.

Варианты заданий для расчета абсорбционной установки. Рассчитать и спроектировать абсорбционную установку непрерывного действия.

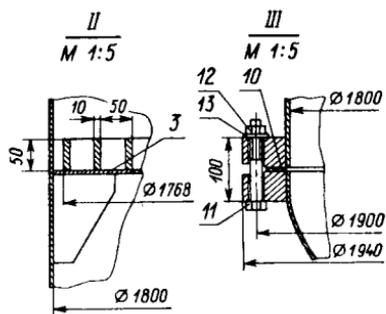
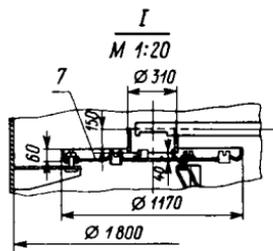
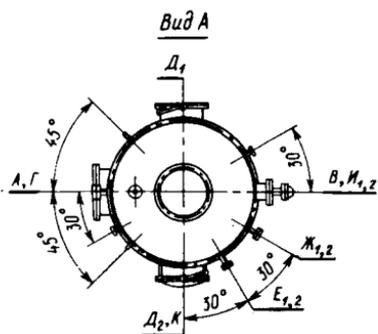
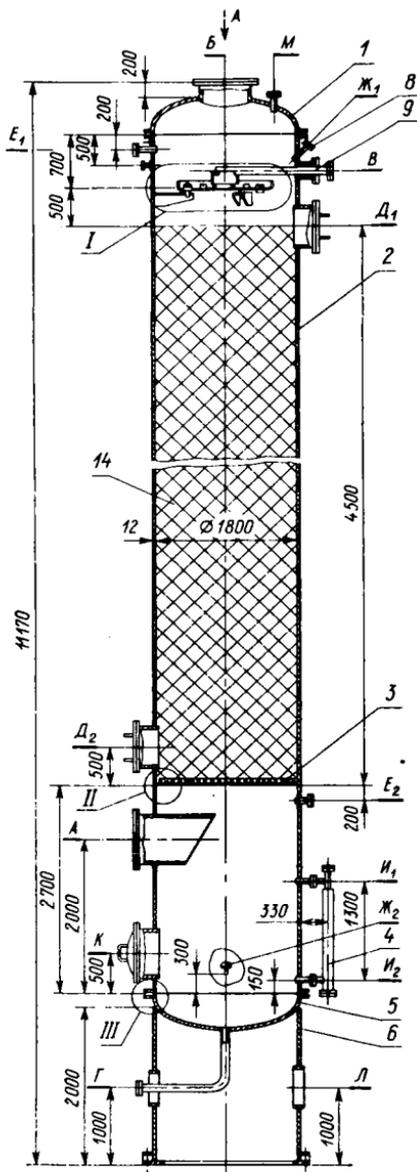


Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол. условных Ду, мм	Прокладочное давление Ру, МПа
А	Вход газа	1 600	0,1
Б	Выход газа	1 600	0,1
В	Вход жидкости	1 80	0,12
Г	Выход жидкости	1 80	0,12
Д ₁₋₂	Люк	2 500	0,1
Е ₁₋₂	Для манометра	2 50	0,1
Ж ₁₋₂	Для измерения температуры	2 50	0,1
И ₁₋₂	Для уравнимера	2 50	0,1
К	Люк	1 600	0,1
Л	Лаз	1 500	0,1
М	Резервный	1 50	0,1

Зона	Формат	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
				Прочие материалы		
		74		Кольца Рашига 80X80X8	ГОСТ 17612 - 72 45 м ³	

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

1. Колонна предназначена для поглощения аммиака из газовой смеси концентрацией 12 % (по объему)
2. Тип аппарата — насадочный.
3. Давление — атмосферное.
4. Число решеток — 1 шт.
5. Средства в аппарате — токсичная, коррозионная.
6. Насадка — керамические кольца Рашига 80 X 80 X 8 мм.
7. Высота насадки — 45 м
8. Материал — сталь Х18Н9Т.
9. Температура в аппарате — 45 °С

Зона	Формат	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
				Сборочные единицы		
		1		Крышка колонны	1	
		2		Корпус колонны	1	
		3		Решетка	1	
		4		Устройство указателя уровня	1	
		5		Лицевые колонны	1	
		6		Опора цилиндрическая	1	
		7		Тарелка насадочная	1	
		8		Гильза термометра	2	
		9		Труба Ду80	1	
				Детали		
		10		Прокладка φ 1875X1825	2	
				Стандартные изделия		
		11		Болт М20X130 ГОСТ 7798-70	136	
		12		Гайка М20 ГОСТ 5915-70	136	
		13		Шайба 20 ГОСТ 11371-78	136	

Лист	Изм.	№ докум.	Подпись	Дата	Литера		Масшт.
					Масса	Листов	
Разраб.							1:40
Пров.							
Н.конт.							

Рис. 8.14. Колонна абсорбционная. Чертеж общего вида. Техническая характеристика колонны:

Техническая характеристика тарелок

D, мм	F _с , м ²	F _т , м ²	ТСН-2			ТСН-3		
			F _{сл} , м ²	U, м ³ /(м ² ·ч)	n	F _{сл} , м ²	U, м ³ /(м ² ·ч)	n
400	0,126	0,080	0,0078	195	4	0,0073	180	8
600	0,283	0,113	0,0151	165		0,0127	145	
800	0,503	0,181	0,0326	200		0,0313	190	
1000	0,785	0,264	0,0471	190	6	0,0391	175	12
1200	1,130	0,478	0,0793	220		0,0703	190	18
1400	1,539	0,754	0,1440	320		0,1249	250	22
1600	2,010	1,075	0,2421	330		0,2112	280	26
1800	2,545			270			240	
2000	3,141	1,474	0,3430	300		8	0,3125	270
2200	3,801	1,936	0,4665	335	0,4268		305	34
2500	4,909	2,460	0,6070	365	0,5589		310	38
2800	6,158	3,141	0,7740	345	0,7261		320	42

Примечание. F_с—свободное сечение тарелки; F_т—рабочее сечение тарелки; F_{сл}—сечение слива; U—максимально допустимая нагрузка по жидкости; n—число отверстий слива жидкости.

Таблица 8.5

Основные размеры тарелок ТСН-2 и ТСН-3 (в мм)

D	D ₁	D ₂	D ₃	D ₄	D ₅	ТСН-2	ТСН-3	ТСН-2	
						H	h	h ₁	
400	320	245	200	—	260	170	165	40	50
600	380	295	195	130	460	320		110	130
800	480	380	235	160	560	370		160	
1000	580			190	660		185		
1200	780			220	860	500		210	210
1400	980			260	1060		215		
1600						610		215	
1800	1170			310	1250				310
2000	1370			330	1450				
2200	1570			360	1650	710	245	315	
2500	1770			400	1850	830	265	365	380
2800	2000			410	2080	865		400	

Продолжение табл. 8.5

ТСН-3				Патрубок жидкостей				R	Масса, кг, не более		
D	h	h ₂	h ₃	d	t	z	n		ТСН-2	ТСН-3	
							ТСН-2				ТСН-3
400				32		5	13	12	6	5,8	5,6
600	100						25	21		11,5	7,4
800		80						24		16,5	10,7
1000	120		20	45		7	37	30		27,5	13,8
1200							61	54	8	37,0	23,5
1400	150	120								49,0	35,5
1600							110	96		65,0	
1800										73,0	52,0
2000							156	142		107,0	68,5
2200	180			57	95	9	212	194		132,0	90,0
		150	30						12		
2500							276	254		168,0	114,0
2800	200						352	330		211,0	145,0

Примечания: 1. Расчет массы тарелок произведен при плотности стали 7850 кг/м³;

2. z — число зубцов, шт.; n — число патрубков, шт.

1. Поглощаемое вещество: 1 — аммиак из газовой смеси при температуре 450 °С; 2 — сернистый ангидрид из газовой смеси при температуре 480 °С; 3 — оксид углерода при температуре 400 °С и давлении 0,6 МПа; 4 — пары этилового спирта; 5 — пары ацетона.

2. Тип колонны: 1 — насадочная (тип насадки выбирается в зависимости от свойств среды); 2 — с колпачковыми тарелками; 3 — с клапанными тарелками; 4 — с ситчатыми тарелками; 5 — с решетчатыми (провальными) тарелками.

3. Обозначения исходных данных (табл. 8.6): V — количество газовой смеси (пара), поступающей на установку, м³/с; y — начальная объемная концентрация вещества в газовой смеси, %; ε — степень извлечения, %; \bar{x} — начальная массовая концентрация вещества в поглотителе (воде), %; η — сте-

Таблица 8.6

Исходные данные для расчета абсорбционной установки

Обозначения	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
V	5	8	10	6	12	9	7	11	13	10
y	12	10	14	8	14	11	9	13	10	12
ε	95	94	96	96	94	95	97	94	92	95
\bar{x}	0	0,12	0,15	0,2	0	0,14	0,16	0,18	0	0,2
η	0,75	0,78	0,80	0,76	0,77	0,72	0,74	0,82	0,79	0,80
t _{вн}	18	20	22	21	19	16	20	22	17	20
t _п	20	18	15	22	16	28	22	20	15	16

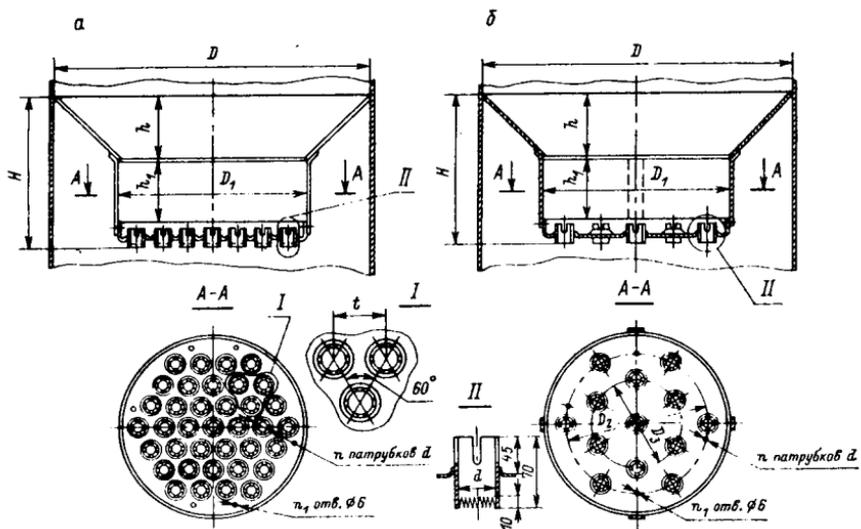


Рис. 8.15. Тарелка ТШН-2:

а — диаметром от 1000 до 2800 мм; б — диаметром от 400 до 800 мм.

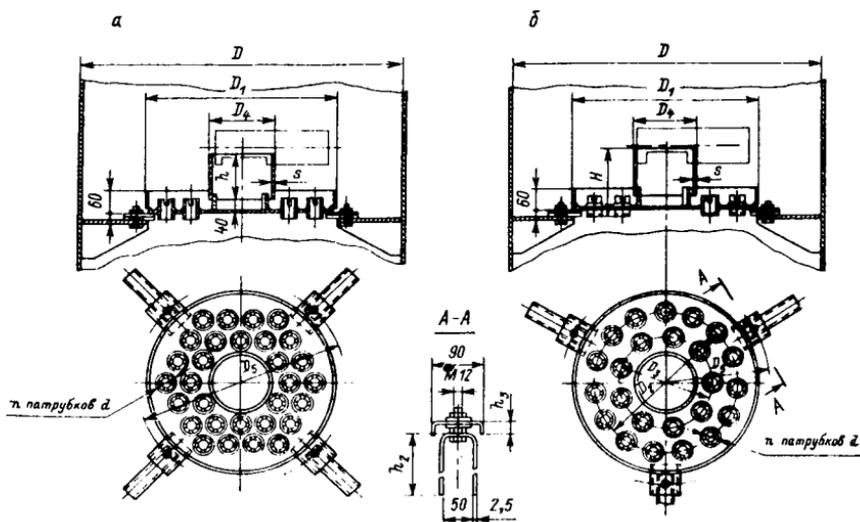


Рис. 8.16. Тарелка ТШН-3:

а — диаметром 600 и 800 мм; б — диаметром от 1000 до 2800 мм

пень насыщения поглотителя (воды) газом или паром; $t_{\text{нн}}$ — начальная температура охлаждающей воды, поступающей в холодильник, °С; $t_{\text{п}}$ — температура поглотителя (воды), °С.

4. Абсорбер работает под атмосферным давлением.

5. В установке предусмотреть (рассчитать и подобрать) насос для подачи поглотителя, вентилятор или газодувку для подачи газовой (паровой) смеси, теплообменник и другое необходимое оборудование. Поглотитель выбирается.

Шифры исходных данных приведены в табл. 8.6.

ГЛАВА 9

РЕКТИФИКАЦИЯ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- F — расход исходной смеси, кг/с;
- P — расход дистиллята, кг/с;
- W — расход кубового остатка, кг/с;
- \bar{x}, x — концентрация жидкой фазы соответственно в массовых и мольных долях;
- \bar{y}, y — концентрация паровой фазы соответственно в массовых и мольных долях;
- L — расход жидкой фазы, кг/с;
- G — расход паровой фазы, кг/с;
- D — коэффициент диффузии, м²/с;
- D, d — диаметр, м;
- ρ — плотность, кг/м³;
- μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
- σ — поверхностное натяжение, Н/м;
- R — флегмовое число;
- M — мольная масса, кг/кмоль;
- n — число теоретических ступеней разделения (число теоретических тарелок);
- c — удельная теплоемкость, Дж/(кг·К);
- I, i — удельная энтальпия, Дж/кг;
- r — удельная теплота парообразования, Дж/кг;
- t — температура, °С;
- p — парциальное давление компонента паровой фазы, Па;
- α — относительная летучесть;
- η — коэффициент полезного действия (к. п. д.);
- w — скорость потока, м/с;
- f — удельная поверхность, м²/м³;
- $V_{\text{с}}$ — свободный объем, м³/м³;
- m — коэффициент распределения компонента по фазам в условиях равновесия (тангенс угла наклона равновесной линии).

И н д е к с ы: н. к. — низкокипящий компонент; в. к. — высококипящий компонент; F — параметры исходной смеси; P — параметры дистиллята; W — параметры кубового остатка; ср — среднее значение; ж — жидкая фаза; п — паровая фаза; * — равновесное значение.

9.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Ректификация — массообменный процесс разделения однородной смеси летучих компонентов, осуществляемый путем противоточного многократного взаимодействия паров, образующихся

при перегонке, с жидкостью, образующейся при конденсации этих паров.

Разделение жидкой смеси основано на различной летучести веществ. При ректификации исходная смесь делится на две части: дистиллят — смесь, обогащенную низкокипящим компонентом (НК), и кубовый остаток — смесь, обогащенную высококипящим компонентом (ВК).

Процесс ректификации осуществляется в ректификационной установке (см. рис. 9.8) основным аппаратом которой является ректификационная колонна, в которой пары перегоняемой жидкости поднимаются снизу, а навстречу парам стекает жидкость, подаваемая в виде флегмы в верхнюю часть аппарата.

{Процесс ректификации может протекать при атмосферном давлении, а также при давлениях выше и ниже атмосферного. Под вакуумом ректификацию проводят, когда разделению подлежат высококипящие жидкие смеси. Повышенное давление применяют для разделения смесей, находящихся в газообразном состоянии при более низком давлении. Атмосферное давление принимают при разделении смесей, имеющих температуру кипения от 30 до 150 °С.

Степень разделения смеси жидкостей на составляющие компоненты и чистота получаемых дистиллята и кубового остатка зависят от того, насколько развита поверхность контакта фаз, от количества подаваемой на орошение флегмы и устройства ректификационной колонны.

В промышленности применяют тарельчатые, насадочные, пленочные трубчатые и центробежные пленочные аппараты. Они различаются в основном конструкцией внутреннего устройства аппарата, назначение которого — обеспечение взаимодействия жидкости и пара.

Преимущественное использование тарельчатых колонн в процессах перегонки объясняется их значительно большей производительностью по сравнению с насадочными.

При выборе ректификационной колонны для проектируемого разделения следует иметь в виду, что тарельчатые колонны очень малого диаметра значительно дороже соответствующих насадочных колонн, однако по мере увеличения диаметра стоимость насадочных колонн возрастает значительно быстрее. Приблизительно можно считать, что стоимость насадочной колонны растет пропорционально квадрату диаметра, а колпачковой — диаметру в первой степени. Следовательно, за пределами некоторого граничного значения диаметра использование тарельчатых колонн должно быть более экономичным.

Длительный опыт промышленной эксплуатации насадочных колонн показал целесообразность их использования при диаметрах не более 0,8 м. При дальнейшем увеличении диаметра насадочной колонны ухудшается равномерное распределение

флегмы по насадке, образуются каналы, по которым преимущественно устремляется флегма, и эффективность колонны резко снижается.

Наиболее распространены колпачковые тарельчатые колонны, хотя в последнее время получили преимущество ситчатые, клапанные, чешуйчатые и другие более эффективные виды барботажных устройств, главным назначением которых является максимальное развитие межфазного контакта, что способствует интенсификации массообмена между парами и флегмой. Помимо этого выбор типа контактного устройства определяется и такими факторами, как экономия материала, стоимость, легкость изготовления, чистки и ремонта, стойкость к коррозии, малое падение напора при прохождении паров, широта диапазона устойчивой работы тарелки.

Типы тарелок и области их применения указаны в табл. 9.1.

Таблица 9.1

Типы тарелок и области их применения

Типы	Диаметры	Область применения
1 — ситчатые	От 400 до 4000 мм	Для процессов, протекающих при любом давлении и стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок — 2
2 — ситчато-клапанные		Для процессов, протекающих преимущественно под вакуумом и атмосферном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок — 3-3,5
3 — клапанные; колпачковые		Для процессов, протекающих, преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок — 3,5
4 — жалюзийно-клапанные	От 1000 до 4000 мм	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок — 4,5
5 — колпачковые	От 400 до 4000 мм	Для процессов, протекающих при любом давлении и нестабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок — 4,5

Примечание. Диапазон устойчивой работы — отношение максимально допустимого значения фактора паровой нагрузки к минимально допустимому. Область устойчивой работы тарелок определяется по ОСТ 26-01-125-81

Конструкции тарелок представлены на рис. 9.12—9.14. Основные размеры колпачковых тарелок указаны в ОСТ 26-01-66—81, ситчатых, ситчато-клапанных и клапанных тарелок — в ОСТ 26-01-108—79, решетчатых тарелок — в ОСТ 26-02-2055—79.

Пример условного обозначения колпачковой тарелки колонного аппарата диаметром 400 мм, высотой сливного патрубка

280 мм, с колпачками исполнения 1, высотой прорези колпачка 20 мм, расстоянием $h_d = 15$ мм, из стали 08X13:

Тарелка 400-280-1-20-15-08X13 ОСТ 26-01-66—81.

То же с колпачками исполнения 2, величиной зазора $K = 5$ мм, из стали ВСтЗсп:

Тарелка 400-280-2-20-15-5-ВСтЗсп ОСТ 26-01-66—81.

Пример условного обозначения колпачковой тарелки колонного аппарата диаметром 1600 мм, высотой сливного листа 535 мм, с колпачками исполнения 1, высотой прорези колпачка 20 мм, расстоянием $h_d = 25$ мм из стали 12X18Н10Т:

Тарелка 1600-535-1-20-25-12X18Н10Т ОСТ 26-01-66—81.

Пример условного обозначения решетчатой тарелки диаметром 3000 мм с шагом щелей 10 мм, изготовленной из стали 08X13 и уплотняющей прокладкой из асбестовой ткани:

Тарелка ТР3000-10-08X13-А ОСТ 26-02-2055—79.

Пример условного обозначения ситчатой тарелки (тип 1), исполнения 1 (неразборной), диаметром 400 мм, длиной сливного патрубка 282 мм, высотой сливного порога 30 мм, диаметр отверстия 5 мм, из стали 08X13:

Тарелка 1-1-400-282-30-5-12-08X13 ОСТ 26-01-108—79.

Пример условного обозначения клапанной тарелки (тип 3), исполнения 3, диаметром 3600 мм, длиной сливного порога 740 мм, высотой сливного порога 25 мм, из стали 08X22Н6Т:

Тарелка 3-3-3600-740-25-08X22Н6Т ОСТ 26-01-108—79.

9.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА

Расчет ректификационной установки включает в себя определение расхода дистиллята и кубового остатка, размеров ректификационной колонны и ее гидравлического сопротивления, тепловой расчет колонны, дефлегматора, кипятильника, подогревателя исходной смеси и холодильников дистиллята и кубового остатка.

Для упрощения расчетов принимают следующие допущения.

1. Число молей пара, движущегося в аппарате снизу вверх, одинаково в любом сечении аппарата (это количество пара образуется в кубе и поступает в дефлегматор); количество стекающей жидкости в верхней части колонны равно количеству флегмы, в нижней — количеству флегмы и исходной смеси.

2. При конденсации пара на верхней тарелке и в дефлегматоре не происходит существенного изменения состава; следовательно состав пара, уходящего из ректификационной колонны, равен составу дистиллята, т. е. $y_p = x_p$.

3. Состав пара, поднимающегося из перегонного куба в колонну, равен составу жидкости, стекающей в куб из нижней части колонны, т. е. $y_w = x_w$.

4. Мольные теплоты испарения обоих компонентов равны (теплоты смешения компонентов разделяемой смеси равны нулю).

5. Исходная смесь подается в колонну нагретой до температуры кипения на питающей тарелке.

6. В процессе ректификации отсутствуют материальные потери.

7. Обогрев проводится глухим паром.

При расчете процессов ректификации составы жидкостей могут быть заданы в массовых или мольных долях или процентах.

Пересчет массовых долей в мольные для двухкомпонентных смесей:

$$x_A = \frac{\bar{x}_A/M_A}{\bar{x}_A/M_A + (1 - \bar{x}_A)/M_B}; \quad x_B = \frac{\bar{x}_B/M_B}{\bar{x}_B/M_B + (1 - \bar{x}_B)/M_A}. \quad (9.1)$$

Пересчет мольных долей в массовые:

$$\bar{x}_A = \frac{x_A M_A}{M_{см}}; \quad \bar{x}_B = \frac{x_B M_B}{M_{см}}. \quad (9.2)$$

Здесь M_A , M_B , $M_{см}$ — мольные массы компонентов и смеси, кг/кмоль.

Мольная масса смеси:

$$M_{см} = M_A x_A + M_B (1 - x_B). \quad (9.3)$$

9.2.1. Материальный баланс

Материальный баланс составляется для определения количеств и состава веществ, участвующих в процессах ректификации.

Материальный баланс колонны, обогреваемой паром:

$$F = P + W. \quad (9.4)$$

Материальный баланс для НК:

$$F \bar{x}_F = P \bar{x}_P + W \bar{x}_W. \quad (9.5)$$

Количество пара, поднимающегося вверх по колонне:

$$G = \Phi + P. \quad (9.6)$$

Отношение количества флегмы Φ к количеству дистиллята P называется флегмовым числом:

$$R = \Phi/P. \quad (9.7)$$

Таким образом, количество поднимающегося пара:

$$G = PR + P = P(R + 1) M'/M_P, \quad (9.8)$$

где M' — средняя мольная масса жидкости в верхней части колонны, кг/кмоль.

Количество стекающей жидкости в верхней (укрепляющей) части колонны равно количеству флегмы:

$$L_{\text{в}} = \Phi = PRM_{\text{в}}/M_{\text{р}}. \quad (9.9)$$

Количество стекающей жидкости в нижней (исчерпывающей) части колонны равно количеству флегмы и поступающей на ректификацию смеси

$$L_{\text{н}} = \Phi + F = PR \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{р}}} + F \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{ф}}}. \quad (9.10)$$

Обозначив $F/P = f$, получим для исчерпывающей части колонны:

$$L_{\text{н}} = \Phi + Pf = PR + Pf = P(R + f). \quad (9.11)$$

Уравнение материального баланса по НК для верхней (укрепляющей) части колонны

$$Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx, \quad (9.12)$$

а для нижней части колонны

$$Gy_1 + Lx = Gy + Lx_1. \quad (9.13)$$

Учитывая, что $x_2 = y_2 = x_{\text{р}}$; $y_1 = x_1 = x_{\text{в}}$, и подставляя выражения G и L из уравнений (9.8)—(9.11), решим уравнения (9.12) и (9.13) относительно y :

1) для укрепляющей части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_{\text{р}}}{R+1} = Ax + B; \quad (9.14)$$

2) для исчерпывающей части колонны

$$y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_{\text{в}} = A'x + B'. \quad (9.15)$$

Уравнения (9.14) и (9.15)— это уравнения линий рабочих концентраций для верхней и нижней части ректификационной колонны.

В уравнении (9.14) величина $A = R/(R+1)$ представляет собой тангенс угла наклона линии рабочих концентраций укрепляющей части колонны, а отрезок, отсекаемый на оси ординат, составляет

$$B = x_{\text{р}}/(R+1). \quad (9.16)$$

В уравнения рабочих линий входит R — рабочее флегмовое, которое определяется как

$$R = 1,3R_{\text{min}} + 0,3 \quad (9.17)$$

или

$$R = (1,2 \div 2,5) R_{\text{min}} = \beta R_{\text{min}}. \quad (9.18)$$

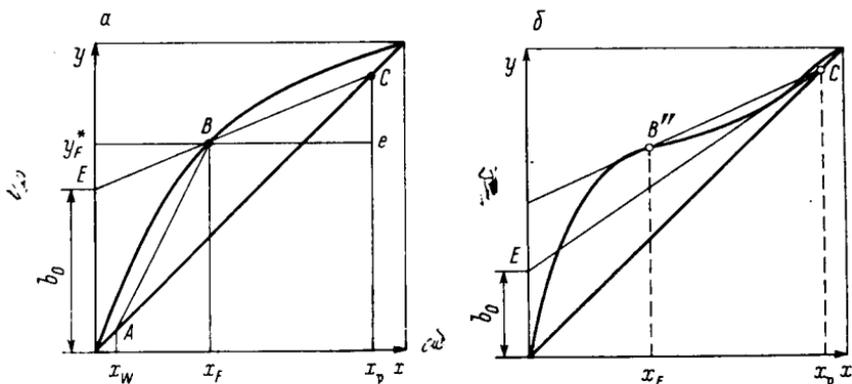


Рис. 9.1. Графическое определение минимального флегмового числа

Минимальному флегмовому числу R_{\min} соответствует положение линий рабочих концентраций AB и BC (рис. 9.1, а):

$$R_{\min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0.311 - 0.107}{0.811 - 0.02} = \frac{0.204}{0.471} = 0.435$$

9.2.2. Графическое определение минимального флегмового числа

На рис. 9.1, а проводят прямую CE через точку B пересечения вертикали с линией равновесия и через точку C на диагонали, соответствующую составу дистиллята x_P . Измерив отрезок b_0 , отсекаемый прямой CE на оси ординат, находят R_{\min} из формулы

$$b_0 = x_P / (R_{\min} + 1), \quad (9.20)$$

откуда $R_{\min} = (x_P / b_0) - 1$.

Линия равновесия для некоторых смесей имеет такую форму, что прямая CE на участке CB'' располагается выше линии равновесия. В этом случае прямую CE надо провести через точку C как касательную к линии равновесия (рис. 9.1, б).

9.2.3. Графическое определение рабочего флегмового числа

Оптимальное рабочее флегмовое число R предложено находить по минимальному значению $N(R + 1)$, полагая, что это произведение пропорционально объему ректификационной колонны (N — число ступеней изменения концентрации или теоретических тарелок).

Задавшись различными коэффициентами избытка флегмы β , определим соответствующие флегмовые числа R . По формуле (9.20) рассчитываем величину b ; графическим построением ступеней изменения концентраций между равновесной и рабочими

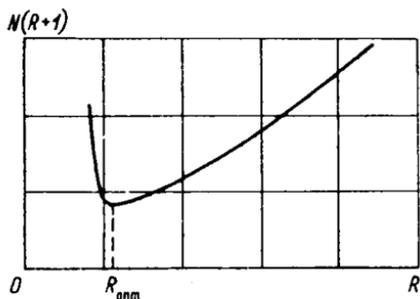


Рис. 9.2. Определение оптимального рабочего флегмового числа

линиями на диаграмме $y-x$ находим N и далее $N(R+1)$. Построение рабочих линий и ступеней изменения концентраций выполняется для каждого заданного коэффициента избытка флегмы и рассчитанного флегмового числа. Результаты вычислений и построений представлены на рис. 9.2 (вычисляются R , b , N , $N(R+1)$ при различных значениях β).

Минимальное произведение $N(R+1)$ соответствует оптимальному рабочему флегмовому числу.

Минимальное произведение $N(R+1)$ соответствует оптимальному рабочему флегмовому числу.

9.2.4. Построение диаграмм

Для неидеальных смесей диаграммы могут быть построены только на основании опытных данных [2; 4; 11].

Для идеальных смесей диаграммы можно построить путем расчета, исходя из значений давлений паров чистых компонентов $P_{н.к}$ и $P_{в.к}$ при различных температурах [4, рис. XIV]. Для этого можно воспользоваться уравнением

$$P_{\text{общ}} = p_{н.к} + p_{в.к} = P_{н.к}x + P_{в.к}(1-x). \quad (9.21)$$

Решив от относительно x , получим:

$$x = \frac{P_{\text{общ}}P_{в.к}}{P_{н.к} - P_{в.к}}. \quad (9.22)$$

Таким образом, выбрав ряд температур (в пределах между температурами кипения чистых компонентов), можно вычислить состав жидкости, кипящей при данной температуре. Далее, определив парциальное давление НК по формуле

$$p_{н.к} = P_{н.к}x, \quad (9.23)$$

находим состав паров:

$$y = p_{н.к}/P = P_{н.к}x/P_{\text{общ}}. \quad (9.24)$$

Данные расчета сводятся в табл. 9.2 (для примера приведены данные расчета равновесия смеси бензол — толуол).

Построение кривой равновесия пара и жидкости на диаграмме $x-y$ показано на рис. 9.3. На осях откладывается максимальная концентрация низкокипящего компонента (в данном случае бензола) в паровой y_6 и жидкой x_6 фазах (100%), строится квадрат. Через полученную точку A и начало координат O проводим вспомогательную линию — диагональ OA . Кривую равновесия строим в заданном масштабе по x_6 и y_6 при

Таблица 9.2

Расчет равновесного состава жидкости и пара смеси бензол — толуол

$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{н.к}}$	$P_{\text{в.к}}$	$x = \frac{P_{\text{общ}} - P_{\text{в.к}}}{P_{\text{н.к}} - P_{\text{в.к}}}$	$y = P_{\text{н.к}} x / P_{\text{общ}}$
	мм рт. ст.			
80,2	760	300	$\frac{760-300}{760-300} = 1$	$\frac{760 \cdot 1}{760} = 1$
84	852	333	$\frac{760-333}{852-333} = 0,823$	$\frac{852 \cdot 0,823}{760} = 0,922$
88	957	380	$\frac{760-380}{957-380} = 0,659$	$\frac{957 \cdot 0,659}{760} = 0,830$
92	1078	432	$\frac{760-432}{1078-432} = 0,508$	$\frac{1078 \cdot 0,508}{760} = 0,720$
96	1204	493	$\frac{760-493}{1204-493} = 0,376$	$\frac{1204 \cdot 0,376}{760} = 0,596$
100	1344	559	$\frac{760-559}{1344-559} = 0,256$	$\frac{1344 \cdot 0,256}{760} = 0,453$
104	1495	626	$\frac{760-626}{1495-626} = 0,155$	$\frac{1495 \cdot 0,155}{760} = 0,304$
108	1659	705	$\frac{760-705}{1659-705} = 0,058$	$\frac{1659 \cdot 0,058}{760} = 0,128$
110,4	1748	760	$\frac{760-760}{1748-760} = 0$	$\frac{1748 \cdot 0}{760} = 0$

различных температурах (см. табл. 9.2). На пересечении перпендикуляров, восстановленных из точек $x_1, y_1; x_2, y_2; x_3, y_3; \dots$, получаем точки A_1, A_2, A_3, \dots . Соединяя эти точки плавной линией, получаем кривую равновесия. Если линия равновесия лежит выше диагонали, то пары обогащены низкокипящим компонентом. Чем ближе линия равновесия к диагонали, тем меньше разница составов пара и жидкости и тем труднее разделяется смесь при ректификации.

График изменения составов жидкости и пара от температуры $t-x-y$ строится следующим образом (рис. 9.4). В соответствии с табл. 9.2 отложим на оси ординат температуры кипения чистых компонентов t_A и t_B (A — бензол, B — толуол) и температуры кипения t_1, t_2, t_3, \dots , соответствующие составам жидкой фазы x_1, x_2, x_3, \dots . Восстановим из этих точек перпендикуляры и, соединив точки A_1, A_2, A_3, \dots плавной линией, получим кривую $BA_1A_2A_3 \dots A$ — линию кипения жидкости. Затем на оси абсцисс откладываем составы паровой фазы y_1, y_2, y_3, \dots , рав-

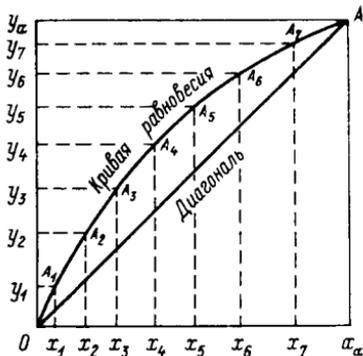


Рис. 9.3. График построения кривой равновесия

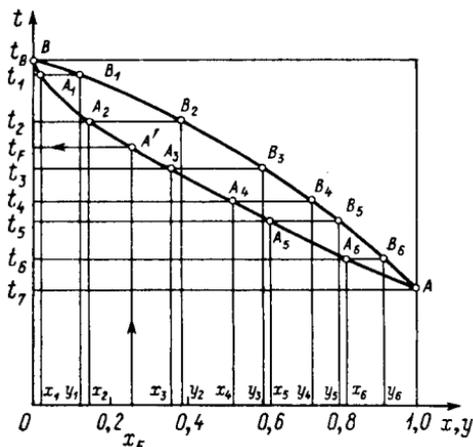


Рис. 9.4. Диаграмма $t-x-y$

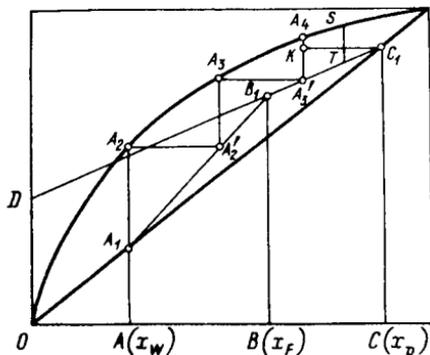
новесной с данной кипящей жидкостью, и проводим перпендикуляры до пересечения с линиями, проведенными через t_1, t_2, t_3, \dots . Соединив точки пересечения B_1, B_2, B_3, \dots, B плавной линией, получим кривую $BB_1B_2B_3 \dots A$ — линию конденсации. С помощью этого графика можно определить температуру жидкости и пара любого состава и наоборот, найти составы жидкости и пара при заданной температуре. Например, для определения температуры кипения исходной смеси проводим вертикаль из точки x_F , соответствующей концентрации исходной смеси по низкокипящему компоненту, до пересечения с линией кипения жидкости в точке A' . Из точки A' опускаем перпендикуляр на ось y и находим значение температуры кипения t_F .

9.2.5. Построение линий рабочих концентраций, графическое определение числа теоретических и действительных тарелок, числа единиц переноса

Чтобы определить количество тарелок или число единиц переноса, надо графически изобразить линии рабочего процесса в колонне. Колонну непрерывного действия от места ввода исходной смеси делят на две части: верхняя часть колонны называется укрепляющей, а нижняя часть — исчерпывающей. Для каждой части колонны существует уравнение, характеризующее соотношение концентрации паровой и жидкой фаз, которое называется уравнением рабочей линии колонны.

Для укрепляющей части колонны уравнение линии рабочих концентраций определяется соотношением (9.14), в котором выражение $R/(R+1)$ есть тангенс угла наклона линии, а отрезок, отсекаемый линией на оси y , определяется зависимостью $b = x_p/(R+1)$.

Рис. 9.5. Построение линий рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей части колонны



Для построения линий рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей части колонны откладываем на оси абсцисс точки A , B , C (рис. 9.5), соответствующие составам кубового остатка x_w , исходной смеси x_F и дистиллята x_p , проводим через точки A и C вертикали до пересечения с диагональю и получаем точки A_1 и C_1 . Откладываем на оси ординат отрезок OD , длина которого определяется соотношением $b = x_p / (R + 1)$. Через точки C_1 и D проводим прямую C_1D , а через точку B — вертикаль до пересечения с линией C_1D и получаем точку B_1 . Соединяем точки A_1 и B_1 линией A_1B_1 . Отрезок $\overline{C_1B_1}$ — линия рабочих концентраций укрепляющей части колонны, отрезок $\overline{A_1B_1}$ — линия рабочих концентраций исчерпывающей части колонны.

Число теоретических тарелок найдем путем построения ступенчатой линии между линией равновесия и линиями рабочих концентраций в пределах от x_w до x_p (рис. 9.5). Если в пределах указанных концентраций не вписывается целое число ступеней, то число теоретических тарелок, соответствующих последней неполной ступеньке, равно отношению отрезка $\overline{A_3'K}$, ограничивающего неполную ступеньку, к вертикальному отрезку \overline{ST} между рабочей линией и линией равновесия, проведенному через середину основания неполной ступеньки. Так, для процесса, графически представленного на рис. 9.5, отношение $\overline{A_3'K} / \overline{ST} = 0,85$ и число теоретических тарелок составляет 2,85.

Графическое определение числа действительных тарелок с использованием кинетической кривой показано на рис. 9.6. Для построения кинетической кривой проводят на $x-y$ -диаграмме ряд вертикальных прямых. Полученные между линиями рабочих концентраций и кривой равновесия отрезки делим в отношении $E = e^{m_y}$. Через найденные при этом точки B_1, B_2, B_3 и т. д. проводят линию, называемую кинетической кривой. Число тарелок найдем путем построения ступенчатой линии между кинетической кривой и линиями рабочих концентраций от x_p до x_F и от x_F до x_w . Общее число тарелок в колонне равно сумме числа тарелок в верхней укрепляющей и нижней исчерпывающей частях колонны.

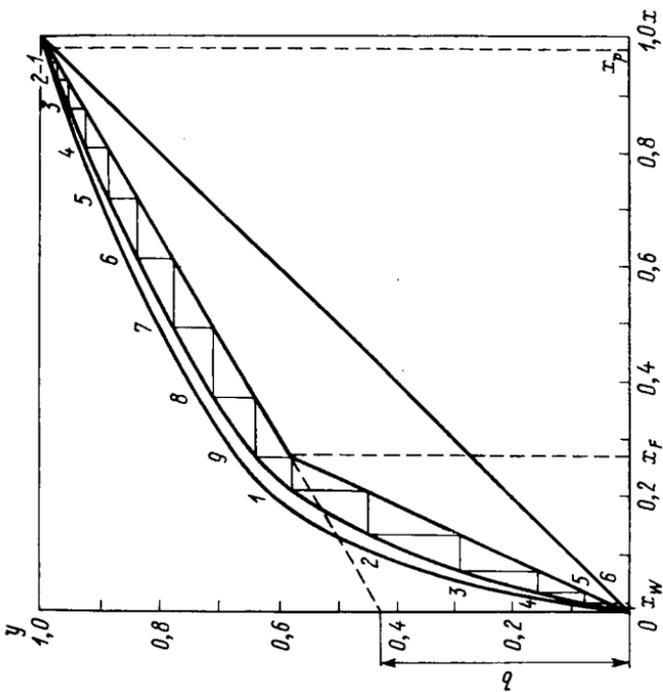


Рис. 9.8. Графическое определение числа действительных тарелок

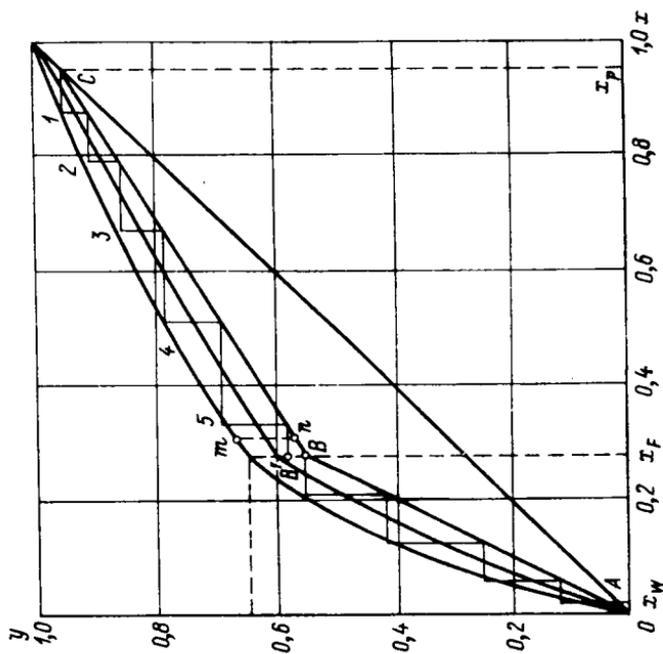


Рис. 9.7. Определение числа единиц переноса

Относительный коэффициент обогащения E , представляющий собой отношение изменения мольной концентрации НК на тарелке к изменению мольной концентрации этого компонента, необходимому для достижения равновесия между паром и жидкостью на тарелке, находится по формуле (8.99). Число единиц переноса n_0 на тарелку определяется по уравнению (8.98), причем числа единиц переноса в паровой фазе n_y и в жидкой фазе n_x для колпачковых и ситчатых тарелок можно найти по формулам

$$n_y = \frac{D_n}{w} (0,79 \operatorname{Re}_n + 11000) \frac{TP_0}{273P} \frac{S_T}{S}. \quad (9.25)$$

$$n_x = 38000 \frac{S_T}{V_{ж}} D_{ж} (P_{г'}')^{0,62}. \quad (9.26)$$

Здесь D_n и $D_{ж}$ — коэффициенты диффузии пара и жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$; Re_n — критерий Рейнольдса для пара, рассчитанный по скорости пара в свободном сечении колонны.

Величина l в формуле (8.98), равная отношению количества жидкости, стекающей вниз по колонне, к количеству парового потока, поднимающемуся вверх по колонне, определяется по следующим формулам:

1) для укрепляющей части колонны

$$l = \Phi / (P + \Phi) = R / (R + 1); \quad (9.27)$$

2) для исчерпывающей части колонны

$$l = (R + f) / (R + 1), \quad (9.28)$$

где $f = F/P$.

Графическое построение числа единиц переноса показано на рис. 9.7. Методика построения приведена в гл. 8.

9.2.6. Определение к. п. д. тарелки

По литературным данным к. п. д. тарелки изменяется в пределах $\eta = 0,2 \div 0,9$. При выборе значения к. п. д. тарелки можно пользоваться обобщенным графиком [8, рис. 90] зависимости к. п. д. от произведения относительной летучести α на динамический коэффициент вязкости μ (в $\text{МПа} \cdot \text{с}$) перегоняемой смеси.

Относительную летучесть определяют по формуле

$$\alpha = p_A / p_B, \quad (9.29)$$

где p_A , p_B — давление насыщенного пара низкокипящего и высококипящего компонента при одной температуре, Па.

Известны также другие зависимости для вычисления α :

$$\alpha = \frac{y}{1-y} \frac{1-x}{x}; \quad (9.30)$$

$$\lg \alpha = (\Delta T / T) (3,99 + 0,00193T). \quad (9.31)$$

Здесь x , y — мольное содержание низкокипящего компонента в жидкой и паровой фазах, доли; ΔT — разность температур кипения компонентов, К; T — температура кипения смеси, К.

Динамический коэффициент вязкости смеси неассоциированных жидкостей определяется по формуле (2.14).

Относительная летучесть α , динамические коэффициенты вязкости смеси $\mu_{см}$ и отдельных компонентов определяются при температурах кипения дистиллята, исходной смеси и кубового остатка. Далее находится произведение $\alpha\mu$ и выбирается значение к. п. д. для тарелки питания, верхней и нижней тарелки колонны.

В расчете используется среднее значение к. п. д. тарелки, которое определяется как среднее арифметическое:

$$\eta_{ср} = (\eta_1 + \eta_2 + \eta_3)/3, \quad (9.32)$$

где η_1 , η_2 , η_3 — к. п. д. соответственно тарелки питания, верхней и нижней тарелки колонны.

9.2.7. Определение объемов и объемных скоростей пара и жидкости, проходящих через колонну

Средняя плотность жидкости:

$$\rho_{ср} = \rho_{НК} \bar{x}_{ср} + \rho_{ВК} (1 - \bar{x}_{ср}). \quad (9.33)$$

Здесь $\bar{x}_{ср}$ — средняя массовая концентрация НК в жидкости, которая определяется следующим образом:

1) для верхней части колонны

$$\bar{x}_{в. ср} = (\bar{x}_F + \bar{x}_P)/2; \quad (9.34)$$

2) для нижней части колонны

$$\bar{x}_{н. ср} = (\bar{x}_W + \bar{x}_F)/2. \quad (9.35)$$

Плотности НК и ВК в формуле (9.33) необходимо выбирать при средней температуре $t_{ср}$ в нижней и верхней частях колонны:

$$t_{н. ср} = (t_W + t_F)/2; \quad t_{в. ср} = (t_F + t_P)/2. \quad (9.36)$$

Средняя плотность пара:

$$\rho_{ср. п} = \frac{M_{ср} \cdot 273}{22,4 (273 + t_{ср})}. \quad (9.37)$$

Средняя мольная масса пара:

$$M_{ср. п} = M_{НК} y_{ср} + M_{ВК} (1 - y_{ср}). \quad (9.38)$$

Здесь $y_{ср}$ — средняя мольная концентрация НК в парах, которая для верхней части колонны определяется как

$$y_{в. ср} = (y_P + y_F)/2, \quad (9.39)$$

а для нижней части колонны

$$y_{н. ср} = (y_F + y_W)/2. \quad (9.40)$$

Объемная скорость пара в колонне:

$$V_y = \frac{P(R+1) \cdot 22,4(273 + t_{ср})}{M_{ср} \cdot 273}. \quad (9.41)$$

Максимальная объемная скорость жидкости:

1) в верхней части колонны на верхней тарелке

$$V_{хв} = L_v/\rho_v. ср; \quad (9.42)$$

2) в нижней части колонны на тарелке питания

$$V_{хн} = L_n/\rho_n. ср. \quad (9.43)$$

9.2.8. Определение диаметра колонны и скорости пара

Скорость пара и диаметр ректификационной колонны определяется также, как для абсорберов — см. гл. 8. Диаметр барботажных и поверхностных аппаратов может также определяться по уравнению

$$[22,4G(273 + t)]/(273 \cdot 10P) = (\pi D_K^2/4) \omega_n, \quad (9.44)$$

где t — температура пара, °С; P — рабочее давление в колонне, МПа; G — расход пара, кмоль/с; D_K — диаметр колонны, м; ω_n — скорость пара, м/с.

Допустимая скорость пара в колоннах:

1) с колпачковыми тарелками (в см/с)

$$\omega_n = (1,52/d_0^{0,2}) [R/(R+1)]^{0,33} \sqrt{(\rho_{ж}/\rho_n) H}; \quad (9.45)$$

2) с ситчатыми тарелками (в м/с)

$$\omega_n = (0,036/d_{отв}^{0,2}) \sqrt{(\rho_{ж}/\rho_n) H_1}. \quad (9.46)$$

Здесь H — расстояние между тарелками, см; H_1 — расстояние между тарелками, м; d_0 — диаметр колпачка, см; $d_{отв}$ — диаметр отверстия, м.

Скорость пара в насадочных ректификационных колоннах определяется по уравнениям (8.24) — (8.30) при $A = -0,125$, массы жидкости и пара в верхней и нижней частях колонны — соответственно по формулам (9.8) — (9.11).

9.2.9. Расчет высоты колонны

Высота тарельчатых и насадочных ректификационных колонн определяется также, как и абсорбционных колонн — см. гл. 8.

Высота насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке:

$$h_T = 28 \left(\frac{\rho_{\text{п}} w_0}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,2} f^{-1,2} V_c \left(\frac{G_{\text{п}}}{G_{\text{ж}}} \right)^{0,34} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\text{п}}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,038} \times \\ \times \lg \left(\frac{G_{\text{ж}}}{G_{\text{п}} m} \right) / \left(1 - m \frac{G_{\text{п}}}{G_{\text{ж}}} \right). \quad (9.47)$$

9.2.10. Тепловой баланс ректификационной колонны

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия с дефлегматором составляется для определения расхода греющего пара на процесс ректификации.

Приход теплоты:

1) с исходной смесью

$$Q_1 = F c_F t_F; \quad (9.48)$$

2) с флегмой

$$Q_2 = \Phi c_{\Phi} t_{\Phi}; \quad (9.49)$$

3) с греющим паром

$$Q_3 = G_{\text{г. п}} I_{\text{г. п}}. \quad (9.50)$$

Расход теплоты:

1) с кубовым остатком

$$Q_4 = W c_W t_W; \quad (9.51)$$

2) с парами низкокипящего компонента из колонны

$$Q_5 = G i_{\text{п}}; \quad (9.52)$$

3) с конденсатом греющего пара

$$Q_6 = G_{\text{г. п}} i_{\text{к}}; \quad (9.53)$$

4) потери теплоты в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$.

Таким образом,

$$G_{\text{г. п}} I_{\text{г. п}} + F c_F t_F + \Phi c_{\Phi} t_{\Phi} = W c_W t_W + G i_{\text{п}} + G_{\text{г. п}} i_{\text{к}} + Q_{\text{пот}}. \quad (9.54)$$

Подставив в уравнение (9.54)

$$F = P + W; \quad G = P(R + 1); \quad \Phi = PR,$$

получим

$$Q = G_{\text{г. л}} (I_{\text{г. п}} - i_{\text{к}}) = W (c_W t_W - c_F t_F) + PR r_{\Phi} + P (i_{\text{п}} - c_F t_F) + Q_{\text{пот}}. \quad (9.55)$$

Расход греющего пара в кубе

$$G_{\text{г. п}} = Q / (I_{\text{г. п}} - i_{\text{к}}). \quad (9.56)$$

Расход греющего пара на нагревание исходной смеси в подогревателе:

$$G_{\text{г. п}} = Q_{\text{нагр}} / r = F c_F (t_F - t_1) / r. \quad (9.57)$$

Расход охлаждающей воды в дефлегматоре:

$$G'_B = P(R + 1)r_p / (c_B \Delta t). \quad (9.58)$$

Расход охлаждающей воды в холодильнике дистиллята:

$$G''_B = P c_p (t_{P_1} - t_{P_2}) / (c_B \Delta t). \quad (9.59)$$

Расход охлаждающей воды в холодильнике кубового остатка:

$$G'''_B = W c_W (t_{W_1} - t_{W_2}) / (c_B \Delta t). \quad (9.60)$$

Теплота парообразования флегмы r_Φ равна теплоте парообразования дистиллята r_p .

Энтальпия паров, низкокипящего компонента, выходящих из колонны

$$i_n = r_\Phi + c_\Phi t_\Phi = r_p + c_p t_p. \quad (9.61)$$

В справочных таблицах обычно приводятся значения теплоемкостей c и теплот парообразования r только для чистых веществ поэтому для смесей пользуются правилом смешения:

$$c = c_{нк}x + c_{вк}(1 - x); \quad (9.62)$$

$$r = r_{нк}x + r_{вк}(1 - x). \quad (9.63)$$

Если c и r отнесены к единице массы, то x выражается в массовых долях; если c и r отнесены к единице количества вещества — кмоль, то x выражается в мольных долях.

Температуры исходной смеси, кубового остатка и дистиллята берут из диаграммы $t - x, y$.

9.3. ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Схема непрерывнодействующей ректификационной установки представлена на рис. 9.8.

Исходная смесь из промежуточной емкости 13 центробежным насосом 12 подается в теплообменник 1, где подогревается до температуры кипения насыщенным водяным паром. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 2 на тарелку питания (верхнюю тарелку исчерпывающей части колонны), где смешивается с флегмой из укрепляющей части колонны.

Стекая вниз по колонне жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятыльнике 11. В результате этого из жидкости удаляется легколетучий компонент.

Пар, обогащенный НК, поднимается вверх по колонне и поступает в дефлегматор 3. Из дефлегматора сконденсировавшийся пар поступает в распределительный стакан 4, где конденсат разделяется на два потока: один (флегма) возвращается на орошение колонны, второй (дистиллят) поступает в холодильник дистиллята 5 и далее в промежуточную емкость 7.

Из кубовой части колонны непрерывно отводится кубовый остаток — продукт, обогащенный ВК, который охлаждается в теплообменнике 6 и направляется в емкость 9.

Подогреватель исходной смеси и кипятыльник обогреваются насыщенным водяным паром, образовавшийся конденсат возвращается на ТЭЦ.

Охлаждающая вода нагревается в холодильниках и дефлегматоре и поступает для охлаждения на градирню. После охлаждения вода возвращается в цикл.

В рассмотренной схеме не учитывается возможность рационального использования теплоты.

Схема автоматизирована. Основными регулируемыми параметрами являются: 1) состав жидкости в верхней и нижней частях колонны; 2) расход и температура исходной смеси; 3) давление в верхней части колонны; 4) температура и уровень жидкости в кубе.

Стабилизация состава жидкости в верхней части колонны осуществляется путем изменения расхода флегмы, в нижней части колонны — расходом греющего пара.

Расход исходной смеси стабилизируется при помощи регулятора расхода. Диафрагма и исполнительное устройство этого регулятора устанавливаются до теплообменника, так как после нагрева исходной смеси до температуры кипения поток жидкости в теплообменнике содержит паровую фазу, что нарушает работу диафрагмы и исполнительного устройства.

Если исходная смесь поступает в колонну с меньшей температурой, чем температура кипения, то ее нужно подогреть парами, идущими из нижней части колонны. Конденсация паров при этом увеличивается, что нарушает весь режим процесса ректификации. Поэтому температуру исходной смеси стабилизируют изменением расхода пара, подаваемого в подогреватель 1.

Стабилизация давления в верхней части колонны необходима не только для поддержания заданного состава целевого продукта, но и для обеспечения нормального гидродинамического режима колонны. Давление стабилизируется путем изменения подачи охлаждающей воды, подаваемой в дефлегматор.

При уменьшении температуры жидкости в кубе при помощи регулятора температуры увеличивается расход пара в кипятильнике. Уровень жидкости в кубе стабилизируется путем изменения расхода кубового остатка.

Схемой предусмотрена стабилизация уровней жидкости в сборниках.

В процессе ректификации контролируются расходы, давления, температуры технологических потоков при помощи контрольно-измерительных приборов (КИП).

Задание на проектирование. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарной смеси метиловый спирт — вода по следующим данным:

- 1) производительность по исходной смеси $F = 1,4$ кг/с;
- 2) содержание легколетучего компонента (в % (по массе)); в исходной смеси $\bar{x}_F = 40$, в дистилляте $\bar{x} = 98,5$, в кубовом остатке $\bar{x}_W = 1,5$;
- 3) давление в паровом пространстве дефлегматора $0,1$ МПа;
- 4) тип ректификационной колонны — тарельчатая; тип тарелки — ситчатая с переливными устройствами;
- 5) исходная смесь перед подачей в колонну нагревается до температуры кипения насыщенным водяным паром давлением $0,4$ МПа.

1. Материальный баланс колонны и определение рабочего флегмового числа.

Производительность колонны по дистилляту P и кубовому остатку W определяем из уравнений материального баланса колонны:

$$1,4 = P + W;$$

$$1,4 \cdot 0,4 = P \cdot 0,985 + W \cdot 0,015.$$

Отсюда находим

$$W = \frac{1,4(0,985 - 0,4)}{0,985 - 0,015} = 0,84 \text{ кг/с};$$

$$P = 1,4 - 0,84 = 0,56 \text{ кг/с}.$$

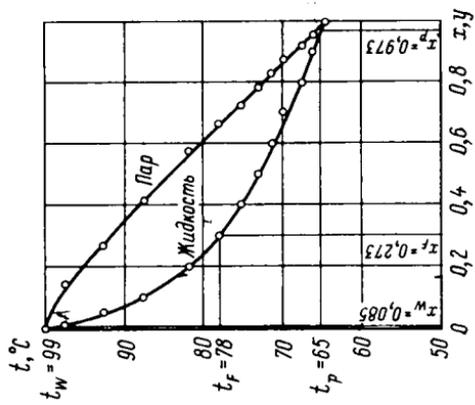
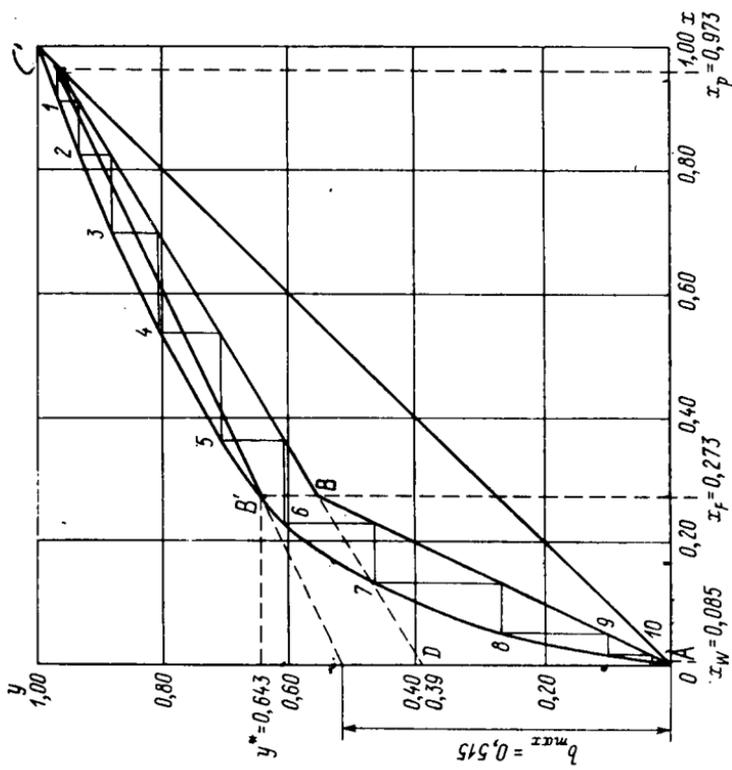


Рис. 9.9. Кривые температур кипения смеси метилового спирта и воды
Рис. 9.10. Определение числа теоретических тарелок (к расчету тарельчатой ректификационной колонны)

Для дальнейших расчетов необходимо концентрации исходной смеси, дистиллята и кубового остатка выразить в мольных долях:

$$x_F = \frac{0,4/32}{0,4/32 + (1 - 0,4)/18} = 0,273,$$

где 32; 18 — соответственно молекулярные массы метилового спирта и воды, кг/кмоль.

Аналогично найдем: $x_P = 0,973$; $x_W = 0,0085$.

На основании справочных данных о температурах кипения, равновесных составах жидкости и пара при 0,1 МПа для рассматриваемой бинарной смеси строят кривую температур кипения смеси (рис. 9.9) и кривую равновесия в координатах $x-y$ (рис. 9.10).

На диаграмме (рис. 9.10) наносят точку A с координатами $x_W = y_W = 0,0085$ и точку C с координатами $x_P = y_P = 0,973$, а на кривой равновесия точку B' с абсциссой $x_F = 0,273$. Из точки C через точку B' проводят прямую до пересечения с ординатой диаграммы. На оси ординат отсекается отрезок, равный $B_{\max} = 0,515$.

Так как

$$B_{\max} = x_P / (R_{\min} + 1),$$

$$R_{\min} = \frac{0,973 - 0,515}{0,515} = 0,89.$$

то

Минимальное флегмовое число B_{\min} можно определить по формуле

$$R_{\min} = \frac{0,973 - 0,643}{0,643 - 0,273} = 0,89,$$

где $y_F = 0,643$ (см. рис. 9.10).

В соответствии с рекомендациями (формула (9.18)) принимаем коэффициент избытка флегмы $\beta = 1,7$.

Рабочее флегмовое число:

$$R = 1,7 \cdot 0,89 = 1,5.$$

2. Тепловой баланс.

Для выполнения тепловых расчетов определим температуры кипения и теплоемкости исходной смеси, дистиллята и кубового остатка.

Для определения температур кипения на оси абсцисс наносим состав кубового остатка $x_W = 0,0085$, исходной смеси $x_F = 0,273$ и дистиллята $x_P = 0,973$. Из полученных точек проводим вертикальные прямые до пересечения с кривой температур кипения (соответственно точки A , B и C). Из этих точек проводим горизонтальные прямые до пересечения с осью ординат. Температуры кипения в соответствующих точках пересечения имеют следующие значения: для кубового остатка $t_W = 99^\circ\text{C}$, для исходной смеси $t_F = 78^\circ\text{C}$, для дистиллята $t_P = 65^\circ\text{C}$ (рис. 9.9).

Теплоемкости метилового спирта при 65; 78 и 99°C соответственно равны 2700; 2780 и 2910 Дж/(кг·К); для воды при тех же температурах теплоемкость практически постоянная и равна 4190 Дж/(кг·К) [4].

Теплоемкости исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, представляющих смесь метилового спирта и воды, определяются по формуле (2.21):

$$c_P = 2700 \cdot 0,985 + 4190 \cdot 0,015 = 2723 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$c_W = 2910 \cdot 0,015 + 4190 \cdot 0,985 = 4174 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$c_F = 2780 \cdot 0,40 + 4190 \cdot 0,60 = 3630 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Определяем теплоту парообразования флегмы при $t = 64^\circ\text{C}$:

$$r_\phi = 1100,8 \cdot 0,985 + 2347,5 (1 - 0,985) = 1119,5 \text{ кДж/кг} = 1119,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг},$$

где $r = 1100,8 \text{ кДж/кг}$ — удельная теплота парообразования метилового спирта при $t = 64^\circ\text{C}$; $r = 2347,5 \text{ кДж/кг}$ — удельная теплота парообразования водяного пара.

Энтальпия пара, выходящего из колонны определяется по формуле

$$I_\pi = 1119,5 \cdot 10^3 + 2723 \cdot 64 = 1\,293\,772 \text{ Дж/кг}.$$

Потери теплоты принимаем равными 3% от ее расхода в кубе.

Расход теплоты в кубе колонны с учетом тепловых потерь определяем по формуле (9.55):

$$\begin{aligned} Q &= 0,84 (4174 \cdot 99 - 3630 \cdot 78) + 0,56 \cdot 1,5 \cdot 1119,5 \cdot 10^3 + \\ &+ 0,56 (1\,293\,772 - 3630 \cdot 78) + 0,03Q; \\ Q &= 1\,665\,573,2 \text{ Вт}. \end{aligned}$$

Расход греющего пара в кубе колонны:

$$G_{г. п} = 1\,665\,573,2 / (2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95) = 0,82 \text{ кг/с}.$$

Принимая повышение температуры воды в холодильниках на 20°C , определяем расход воды: в дефлегматоре

$$G' = 0,56 (1 + 1,5) 1119,5 \cdot 10^3 / (4190 \cdot 20) = 18,7 \text{ кг/с};$$

в холодильнике дистиллята

$$G'' = 0,56 \cdot 2723 (64 - 30) / (4190 \cdot 20) = 0,62 \text{ кг/с};$$

в холодильнике кубового остатка

$$G''' = 0,84 \cdot 4174 (99 - 30) / (4190 \cdot 20) = 2,9 \text{ кг/с}.$$

Общий расход воды равен:

$$C_B = 18,7 + 0,62 + 2,9 = 22,22 \text{ кг/с}.$$

3. Технологический расчет.

3.1. Определение объемов пара и жидкости, проходящих через колонну. Сначала определим мольные массы жидкостей и паров, средние мольные и массовые концентрации жидкостей и паров в колонне.

Средний мольный состав жидкости: в верхней части колонны

$$x_{ср. в} = (0,973 + 0,273) / 2 = 0,623;$$

в нижней части колонны

$$x_{ср. н} = (0,273 + 0,0085) / 2 = 0,14.$$

Средний массовый состав жидкости: в верхней части колонны

$$\bar{x}_{ср. в} = (0,985 + 0,40) / 2 = 0,692;$$

в нижней части колонны

$$\bar{x}_{ср. н} = (0,40 + 0,015) / 2 = 0,2075.$$

Средняя мольная масса жидкости: в верхней части колонны

$$M_B = 32 \cdot 0,623 + 18 \cdot 0,377 = 26,72 \text{ кг/кмоль};$$

в нижней части колонны

$$M_H = 32 \cdot 0,14 + 18 \cdot 0,86 = 20 \text{ кг/кмоль}.$$

Мольная масса: дистиллята

$$M_P = 32 \cdot 0,973 + 18 (1 - 0,973) = 31,62 \text{ кг/кмоль};$$

исходной смеси

$$M_F = 32 \cdot 0,273 + 18 (1 - 0,273) = 21,82 \text{ кг/кмоль};$$

кубового остатка

$$M_W = 32 \cdot 0,015 + 18 (1 - 0,015) = 18,21 \text{ кг/кмоль}.$$

Средний мольный состав паров: в верхней части колонны

$$y_{\text{ср. в}} = (0,973 + 0,553)/2 = 0,763;$$

в нижней части колонны

$$y_{\text{ср. н}} = (0,553 + 0,0085)/2 = 0,28.$$

Средняя мольная масса паров: в верхней части колонны

$$M_B = 32 \cdot 0,763 + 18 (1 - 0,763) = 28,68;$$

в нижней части колонны

$$M_H = 32 \cdot 0,28 + 18 (1 - 0,28) = 21,92.$$

Средняя плотность жидкости: в верхней части колонны

$$\rho_B = 743,6 \cdot 0,6925 + 977 (1 - 0,6925) = 815,4 \text{ кг/м}^3;$$

в нижней части колонны

$$\rho_H = 727 \cdot 0,2075 + 966 (1 - 0,2075) = 916,4 \text{ кг/м}^3,$$

где 743,6 и 977 — плотности соответственно метилового спирта и воды при $t_{\text{ср}} = (64 + 78)/2 = 71^\circ\text{C}$; 727 и 966 — плотности соответственно метилового спирта и воды при $t_{\text{ср}} = (99 + 78)/2 = 88,5^\circ\text{C}$ [4].

Средняя плотность пара: в верхней части колонны

$$\rho_{\text{ср. в}} = \frac{28,68}{22,4} \frac{273}{273 + 71} = 1,016 \text{ кг/м}^3;$$

в нижней части колонны

$$\rho_{\text{ср. н}} = \frac{21,92}{22,4} \frac{273}{273 + 88,5} = 0,739 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход жидкости: в верхней части колонны

$$L_B = 0,560 \cdot 1,5 \cdot 26,72/31,62 = 0,71 \text{ кг/с};$$

в нижней части колонны

$$L_H = 0,552 \cdot 1,5 \frac{20,0}{31,62} + 1,39 \frac{20,0}{21,82} = 1,8 \text{ кг/с}.$$

Массовый поток пара: в верхней части колонны

$$G_B = 0,560 (1,5 + 1) 28,68/31,62 = 1,27 \text{ кг/с};$$

в нижней части колонны

$$G_H = 0,560 (1,5 + 1) 21,92/31,62 = 0,97 \text{ кг/с}.$$

3.2. Расчет скорости пара и диаметра колонны.

Диаметр колонны определяется по формуле (8.31). Предельно допустимая скорость паров в колонне с ситчатыми тарелками находится по формуле (8.41).

Для верхней и нижней части колонны предельная скорость пара равна:

$$\omega_{в. пр} = 0,05 \sqrt{915,4/1,016} = 1,42 \text{ м/с}; \quad \omega_{н. пр} = 0,05 \sqrt{916,4/0,739} = 1,76 \text{ м/с}.$$

В соответствии с рекомендациями рабочую скорость паров в колонне определяем по формуле

$$\omega_p = 0,85\omega_{пр}.$$

Рабочая скорость паров в верхней и нижней части колонны соответственно равна:

$$\omega_{р. в} = 1,42 \cdot 0,85 = 1,2 \text{ м/с}; \quad \omega_{р. н} = 1,76 \cdot 0,85 = 1,5 \text{ м/с}.$$

Ориентировочный диаметр верхней и нижней части колонны:

$$D_{в} = \sqrt{4 \cdot 1,27 / (3,14 \cdot 1,2 \cdot 1,016)} = 1,15 \text{ м};$$

$$D_{н} = \sqrt{4 \cdot 0,97 / (3,14 \cdot 1,5 \cdot 0,739)} = 1,06 \text{ м}.$$

Тогда

$$D_{ср} = (1,15 + 1,06) / 2 = 1,1 \text{ м}.$$

Принимаем ректификационную колонну с диаметром в верхней и нижней части, равным 1200 мм. При этом действительная рабочая скорость пара при средней скорости паров $\omega_{ср} = (1,2 + 1,5) / 2 = 1,35 \text{ м/с}$ будет равна:

$$\omega_p = 1,35 (1,1/1,2)^2 = 1,134 \text{ м/с}.$$

По ОСТ 26-01-108—79 для колонны диаметром 1200 мм выбираем ситчатую однопоточную тарелку ТС-Р со следующими конструктивными размерами: диаметр отверстий в тарелке 8 мм; шаг между отверстиями 16 мм; свободное сечение 1,13 м²; высота переливного порога 40 мм; ширина переливного порога 0,722 м; рабочее сечение тарелки 1,01 м²; периметр слива 0,722 м; сечение перелива 0,061 м; относительное свободное сечение тарелки 14,1 %.

Скорость пара в рабочем сечении тарелки:

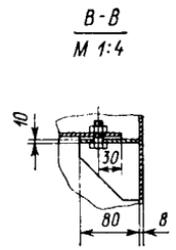
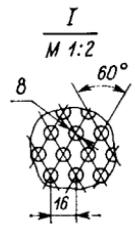
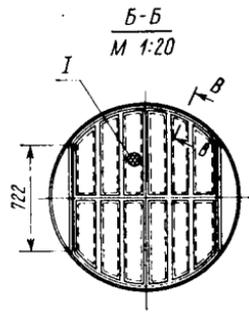
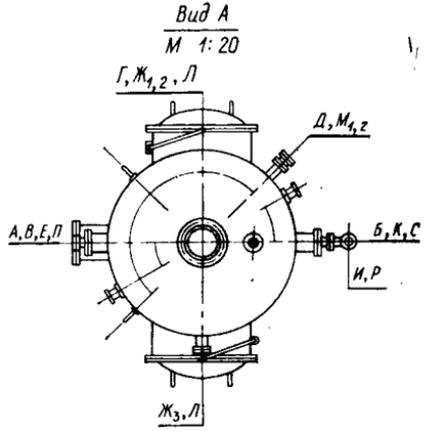
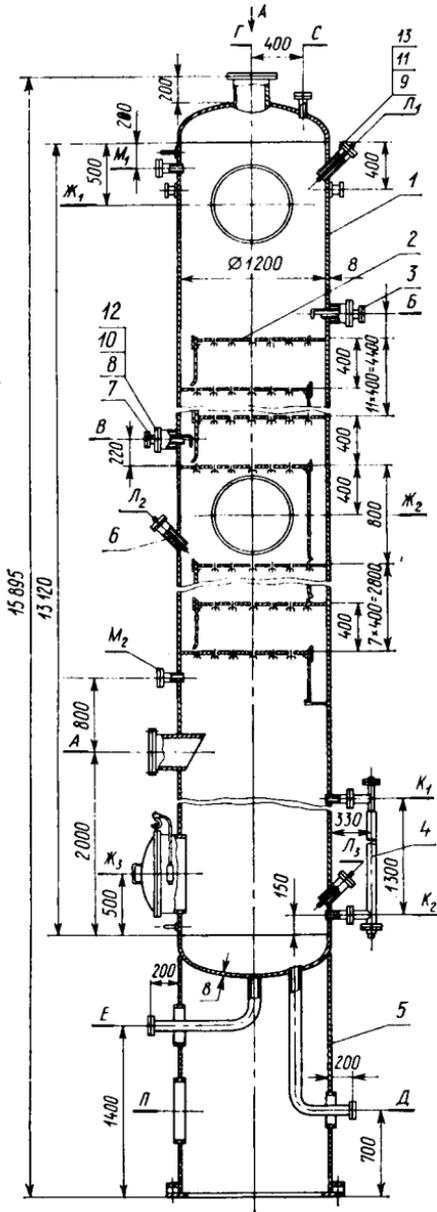
$$\omega_r = \omega_p \frac{0,785D^2}{S_r} = 1,134 \frac{0,785 \cdot 1,2^2}{1,01} = 1,27 \text{ м/с}.$$

3.3. Расчет высоты ректификационной колонны.

Для определения высоты колонны необходимо рассчитать число действительных тарелок (формула (8.88)). Для определения числа теоретических тарелок на диаграмме $x-y$ (рис. 9.10) построим линии рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей части колонны. На оси ординат откладываем отрезок \overline{OD} , величина которого определяется по формуле (9.16):

$$\overline{OD} = b = 0,973 / (1,5 + 1) = 0,39.$$

На оси абсцисс наносим состав кубового остатка $x_w = 0,0085$, исходной смеси $x_f = 0,273$ и дистиллята $x_p = 0,973$. Из точек x_w и x_p проводим вертикальные прямые до пересечения с диагональю (точки A и C). Проводим прямую через точки D и C . Из точки x_f проводим вертикальную прямую до пересечения с прямой DC (точка B). Соединим точку A с точкой B . Отрезок \overline{AB} — линия рабочих концентраций исчерпывающей части колонны. Отрезок \overline{BC} — линия рабочих концентраций укрепляющей части колонны. Число теоретических тарелок находим путем построения ступенчатой линии между линией равновесия и линиями рабочих концентраций в пределах от



x_p до x_w . От точки A до точки B количество построенных ступеней соответствует количеству теоретических тарелок в нижней части колонны, от точки B до точки C — в верхней части колонны.

Для выбора значения к. п. д. тарелки воспользуемся обобщенным опытным графиком [8, рис. 90] зависимости к. п. д. от произведения относительной летучести α на вязкость μ перегоняемой смеси. Относительная летучесть α определяется по формуле (9.29), динамический коэффициент вязкости — по формуле (2.14).

Смесь в нижней части колонны:

$$\begin{aligned} t_W &= 99^\circ\text{C}; & \mu_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 0,23 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 2100 \text{ мм рт. ст.}; \\ \mu_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,25 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{H}_2\text{O}} &= 750 \text{ мм рт. ст.}; & \alpha_1 &= 2100/750 = 2,8; \\ \lg \mu_{\text{см}} &= 0,0085 \lg 0,23 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,0085) \lg 0,25 \cdot 10^{-3} = 4,396; \\ \mu_{\text{см}} &= 0,248 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

При $\alpha\mu_{\text{см}} = 2,8 \cdot 0,248 \cdot 10^{-3} = 0,695 \cdot 10^{-3}$ имеем: $\eta_1 = 0,53$.

Исходная смесь:

$$\begin{aligned} t_F &= 78^\circ\text{C}; & \mu_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 0,28 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 1000 \text{ мм рт. ст.}; \\ \mu_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{H}_2\text{O}} &= 320 \text{ мм рт. ст.}; & \alpha_2 &= 1000/320 = 3,13; \\ \lg \mu_{\text{см}} &= 0,273 \lg 0,28 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,273) \lg 0,36 \cdot 10^{-3} = 4,522; \\ \mu_{\text{см}} &= 0,332 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

При $\alpha\mu_{\text{см}} = 3,13 \cdot 0,332 \cdot 10^{-3}$ имеем: $\eta_2 = 0,50$.

Смесь в верхней части колонны:

$$\begin{aligned} t_P &= 64^\circ\text{C}; & \mu_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 0,33 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 650 \text{ мм рт. ст.}; \\ \mu_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,45 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & p_{\text{H}_2\text{O}} &= 190 \text{ мм рт. ст.}; & \alpha_3 &= 650/190 = 3,42; \\ \lg \mu_{\text{см}} &= 0,973 \lg 0,33 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,973) \lg 0,45 \cdot 10^{-3} = 4,524; \\ \mu_{\text{см}} &= 0,334 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

При $\alpha\mu_{\text{см}} = 3,42 \cdot 0,334 \cdot 10^{-3} = 1,14 \cdot 10^{-3}$ имеем: $\eta_3 = 0,49$.

Таким образом, средний к. п. д. тарелки:

$$\eta_T = (\eta_1 + \eta_2 + \eta_3)/3 = (0,53 + 0,50 + 0,49)/3 = 0,51.$$

Действительное число тарелок: $N_d = 10/0,51 = 19,6$. Принимаем 20 тарелок, из которых 11 — в верхней части колонны, а 9 — в нижней.

Питающей является девятая тарелка снизу.

Для колонных аппаратов диаметром 1200 мм расстояние между тарелками будем считать равным 400 мм. Принимая расстояние от верхней тарелки до крышки колонны $h_1 = 2420$ мм и от нижней тарелки до дна $h_2 = 3000$ мм, определим высоту колонны:

$$H_K = (20 - 1) \cdot 0,4 + 2,42 + 3,0 = 13,12 \text{ м}.$$

Рассчитанная ректификационная тарельчатая колонна представлена на рис. 9.11.

Варианты заданий для расчета ректификационной установки. Рассчитать ректификационную установку непрерывного действия для разделения бинарной смеси летучих компонентов.

1. Исходная смесь: 1 — бензол — толуол; 2 — ацетон — вода; 3 — метиловый спирт — вода; 4 — вода — уксусная кислота; 5 — этиловый спирт —

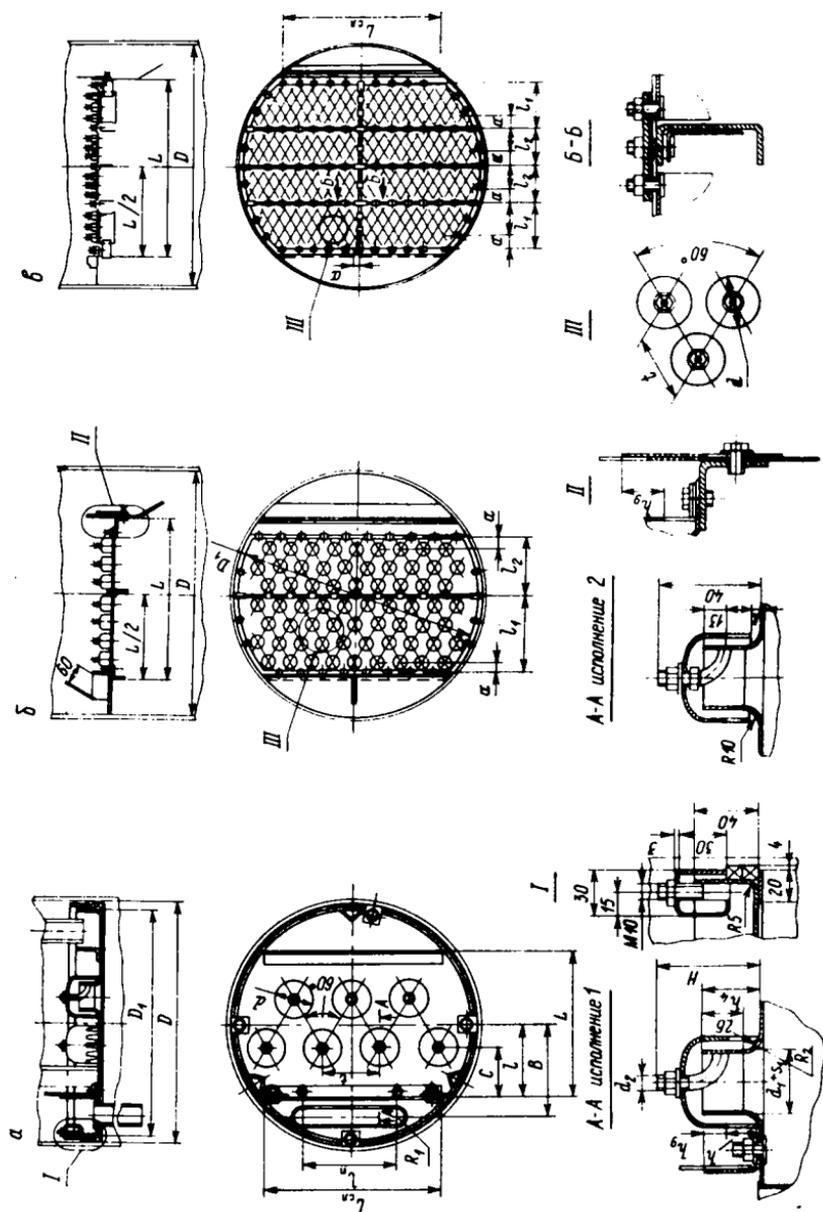


Рис. 9.12. Тарелки колпачковые стальных колонных аппаратов: Тарелки диаметром: а—от 400 до 800 мм; б—от 1000 до 2000 мм; в—от 2200 до 4000 мм

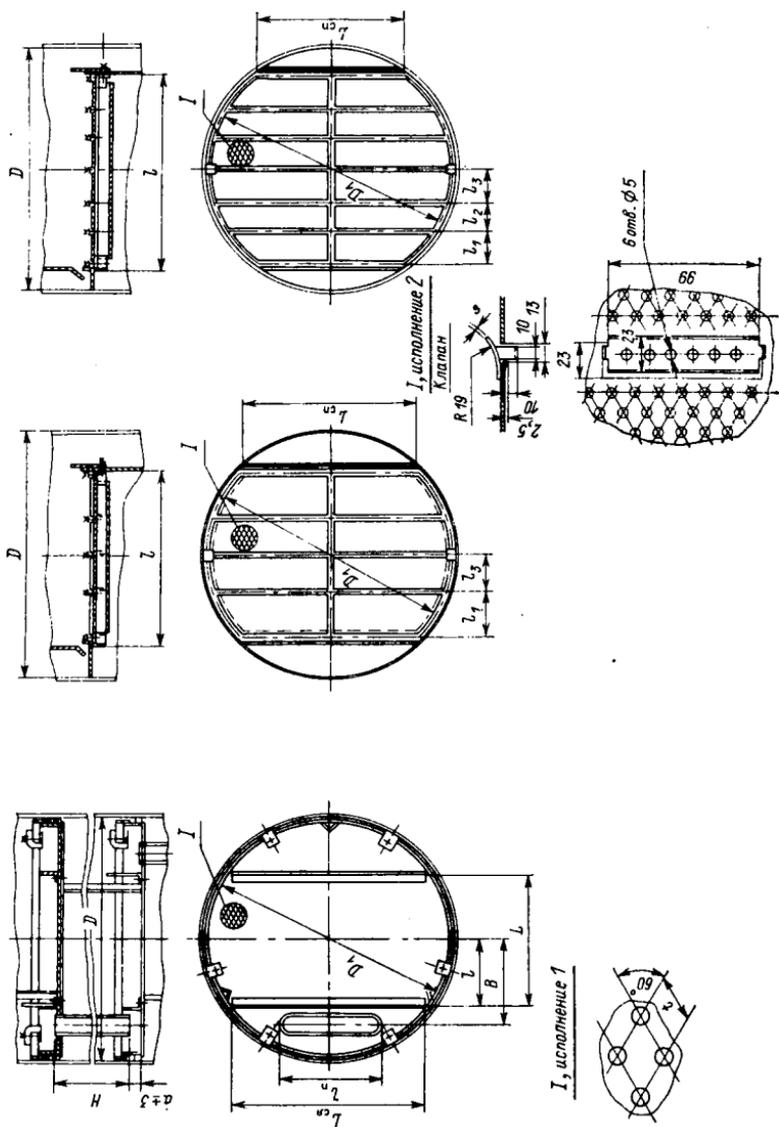


Рис. 9.13. Тарелки ситчато-клапанные колонных аппаратов: Тарелки диаметром: слева — от 400 до 800 мм, в центре — от 1000 до 2000; справа — от 2200 до 4000

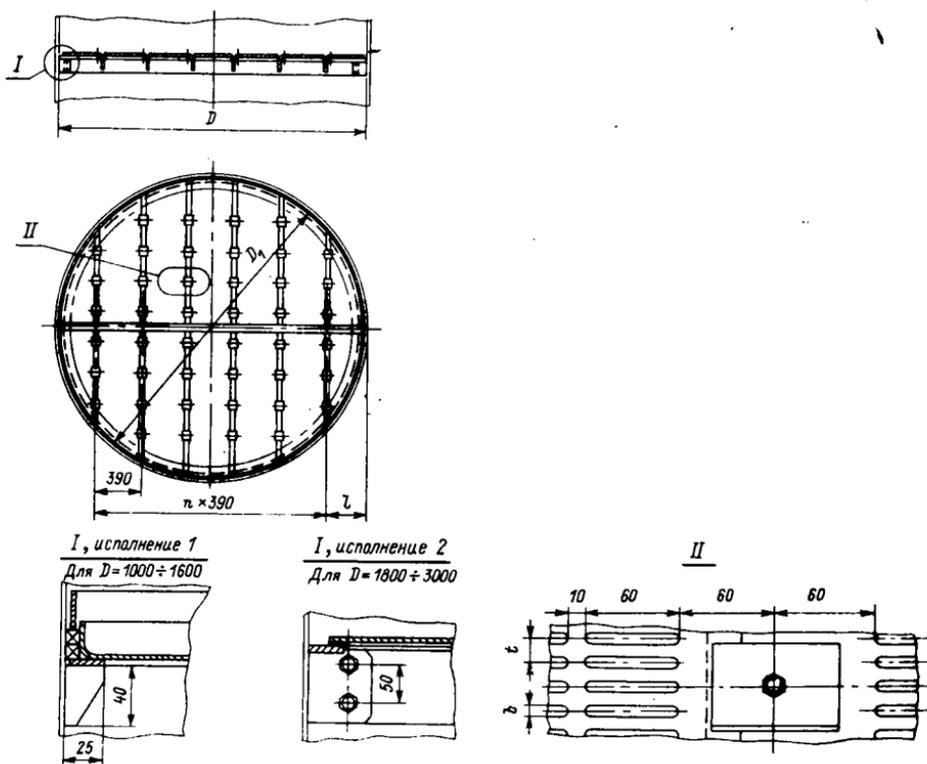


Рис. 9.14. Тарелки решетчатые провального типа

вода; 6 — хлороформ — бензол; 7 — ацетон — этиловый спирт; 8 — ацетон — бензол.

2. Тип колонны: 1 — насадочная (тип насадки выбирается в зависимости от свойств среды); 2 — с колпачковыми тарелками; 3 — с клапанными тарелками; 4 — с ситчатыми тарелками; 5 — с решетчатыми (провальными) тарелками.

Конструкции тарелок представлены на рис. 9.12—9.14.

3. Исходная смесь перед подачей в колонну нагревается до температуры кипения: 1 — насыщенным водяным паром из ТЭЦ; 2 — в двух теплообменниках: в первом — дистиллятом, во втором — насыщенным водяным паром из ТЭЦ; 3 — конденсатом водяного пара, выходящим из кипятильника колонны (при необходимости догревается водяным паром из ТЭЦ); 4 — кубовым остатком (при необходимости догревается водяным паром из ТЭЦ).

4. Обозначения исходных данных: F — производительность по исходной смеси, кг/с; содержание легколетучего компонента, % (мольн.): x_F — в исходной смеси, x_D — в дистилляте, x_W — в кубовом остатке; t — температура исходной смеси, поступающей на установку, °С; P — абсолютное давление насыщенного водяного пара, МПа; $t_{в.н}$ — начальная температура охлаждающей воды, °С.

5. Давление в паровом пространстве дефлегматора 0,1 МПа. В установке предусмотреть (рассчитать и подобрать по каталогу) насос для подачи исходной смеси, необходимое теплообменное и другое оборудование.

Шифры исходных данных приведены в табл. 9.3.

Т а б л и ц а 9.3

Исходные данные для расчета ректификационной установки

Обозначения	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
F	5	6	5,5	8	6,5	7	4,5	8,5	7	6
x_F	30	35	25	32	28	30	26	33	27	34
x_P	92	94	91	95	98	90	95	92	91	93
x_W	3	2,5	3,2	3,5	1,8	4	3	3,5	4	3,2
t_F	20	30	25	35	24	28	32	35	25	30
P	0,3	0,25	0,3	0,35	0,35	0,4	0,4	0,2	0,3	0,25
$t_{в.н}$	18	20	22	18	21	19	24	20	21	24

Г Л А В А 10

СУШКА

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- G — расход материала, производительность аппарата, кг/с;
- ω — влажность материала, %;
- L — расход сушильного агента, кг/с; длина, м;
- W — количество испаряемой влаги, кг/с;
- l — удельный расход сушильного агента, кг/кг влаги;
- I, i — удельная энтальпия, кДж/кг;
- T, t — температура;
- c — удельная теплоемкость, Дж/(кг·К);
- q — удельный расход теплоты, отнесенный к 1 кг испаряемой влаги, кДж/кг влаги;
- α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); коэффициент избытка воздуха;
- Φ — относительная влажность воздуха, %;
- x — влагосодержание сушильного агента, кг/кг;
- r — удельная теплота парообразования, кДж/кг;
- Q — расход теплоты, Вт;
- D, d — диаметр, м;
- V — объем, м³;
- A — напряжение единицы объема сушилки по испаренной влаге, кг/(м³·ч);
- w — скорость, м/с;
- μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
- ρ — плотность, кг/м³;
- M — мольная масса, кг/кмоль;
- P, p — давление, Па;
- τ — время, с (мин, ч);

S — площадь, m^2 ;
 H — высота, m ;
 ϵ — порозность слоя, m^3/m^3 ;
 n — частота вращения барабана сушилки, s^{-1} или об/мин.

Индексы: 0 — параметры свежего воздуха; 1 и 2 — параметры сушильного агента на входе в сушилку и на выходе из нее; п — пар; в — вода; с. г. — параметры сухого газа.

10.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Сушка — это процесс удаления влаги из материалов путем испарения и отвода паровой фазы. В химической промышленности этот процесс применяется для улучшения качества продуктов, уменьшения массы, предохранения продуктов от слеживаемости, повышения транспортабельности и т. д.

Сущность процесса сушки заключается в переходе влаги, находящейся в твердом материале из жидкой фазы в газооб-

Классификация сушилок

Таблица 10.1

Признак классификации	Типы сушилок
Давление в рабочем пространстве	Атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением
Режим работы	Периодического или непрерывного действия
Вид теплоносителя	Воздушные, на дымовых или инертных газах, на насыщенном или перегретом паре, на жидких теплоносителях
Направление движения теплоносителя сушильного агента относительно материала	Прямоточные, противоточные, с перекрестным током, реверсивные
Характер циркуляции сушильного агента	С естественной и принудительной циркуляцией
Способ нагревания сушильного агента	С паровыми воздухоподогревателями, топочными устройствами, электронагревателями, комбинированные
Кратность использования сушильного агента	Прямоточные и с рециркуляцией
Способ удаления влаги из сушилки	С отработанным сушильным агентом, конденсационные и с химическим поглощением влаги
Способ подвода теплоты к материалу	Конвективные, контактные, с лучистым нагревом (радиационные), с нагревом тока ми высокой частоты, с акустическим или ультразвуковым нагреванием
Вид высушиваемого материала	Для крупнодисперсных, тонкодисперсных, пылевидных, ленточных, пастообразных материалов, жидких растворов или суспензий
Гидродинамический режим	С плотным неподвижным слоем, перемешиваемым слоем, взвешенным слоем, с распылением в потоке сушильного агента
Конструктивный тип сушилки	Камерные, шахтные, ленточные, барабанные, трубчатые и т. д.

Выбор типа сушильных аппаратов в зависимости от основных свойств

Типы сушилок	Масштаб производства			Агрегатное состояние материала					Технологичес		
	малотоннажные	среднетоннажные	крупнотоннажные	сыпучие			пастообразные	жидкие	допустимая температура, °С		
				$d < 0,75$ мм	$d = 0,5 - 5$ мм	$d < 0,5$ мм			√ 50	√ 100	∧ 100
Полочные	5	0	0	5	5	5	5	0	3	5	5
» вакуумные	5	0	0	5	5	5	5	3	5	5	3
Распылительные с центробежным распылом	5	5	5	0	0	0	3	5	5	5	5
То же, с форсуночным распылом	5	5	3	0	0	0	5	5	5	5	5
Вальцевые	5	3	0	0	0	0	3	5	3	3	5
Барабанные вращающиеся	0	3	5	5	5	3	3	0	5	5	5
То же, вакуумные	5	5	0	3	5	3	0	0	5	5	5
Роторные барабанные	5	5	0	0	5	5	3	0	0	3	5
То же, вакуумные	5	5	0	0	5	5	5	3	5	5	5
Роторные камерные	5	5	3	5	5	5	0	0	3	5	5
Шнековые	5	0	0	0	5	5	5	3	3	5	5
Ленточные	5	5	3	5	5	0	3	0	5	5	5
Вальцеленточные	5	5	3	0	0	0	5	0	0	5	5
Вибрационные	5	5	0	0	5	5	0	0	3	5	5
Псевдооживленного слоя	5	5	5	3	5	3	3	0	3	5	5
То же, с инертным носителем	5	3	0	0	0	0	5	5	3	5	5
Фонтанирующего слоя	5	5	0	0	5	5	5	5	3	5	5
Вихревого слоя	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5
Трубные пневматические	0	5	5	0	5	5	3	0	3	5	5
То же, с измельчением	0	5	5	5	0	0	0	0	3	5	5
Циклонные комбинированные	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5
Спиральные	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5
Струйные	0	5	5	0	3	5	5	0	3	5	5
Со встречными закрученными потоками	5	5	5	0	0	5	3	0	3	5	5

Таблица 10.2

высушиваемых материалов

кие характеристики материалов								Требуемое время сушки					
склонные к адгезии	несклонные к адгезии	склонные к когезии	пылящие	пожароопасные	взрывоопасные	содержащие органические растворители	токсичные	0,3—3 с	3—30 с	0,5—2 мин	2—20 мин	10—60 мин	> 60 мин
3	5	5	3	0	0	0	0	0	0	0	3	5	5
3	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	3	5	5
3	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0	0	0
3	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0	0	0
3	3	5	5	0	0	0	0	0	5	3	0	0	0
3	5	3	3	3	3	0	0	0	0	0	3	5	0
0	5	0	3	5	5	5	5	0	0	0	3	5	5
0	5	0	5	5	5	5	5	0	0	3	5	5	0
3	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	3	5	5
3	5	5	5	0	5	5	5	0	0	3	5	3	0
3	5	3	5	3	3	5	3	0	0	0	3	5	0
3	5	5	3	3	0	0	3	0	0	0	3	5	0
5	5	5	5	3	0	0	3	0	0	0	3	5	0
5	5	3	3	5	5	0	0	0	0	5	5	5	0
0	5	0	3	3	3	5	3	0	0	3	5	5	0
3	5	0	5	3	5	5	5	3	5	5	0	0	0
0	5	0	3	5	5	5	3	0	0	3	5	5	0
0	5	0	0	5	5	5	5	3	3	5	0	0	0
5	0	5	5	3	5	5	5	3	5	0	0	0	0
0	5	5	3	5	5	5	3	5	3	0	0	0	0
0	5	3	3	5	5	5	5	3	5	0	0	0	0
0	5	0	3	5	5	5	5	5	5	0	0	0	0
5	5	5	5	5	5	5	5	5	3	0	0	0	0
0	5	0	5	5	5	3	3	5	3	0	0	0	0

разную. Такой процесс может протекать лишь в том случае, если давление пара над поверхностью материала больше парциального давления его в окружающей газообразной среде.

Сушка характеризуется статикой и кинетикой. Статика сушки устанавливает связь между начальными и конечными параметрами высушиваемого материала и сушильного агента на основе уравнений материального и теплового балансов. Из статике сушки определяют состав материала, расход теплоты и сушильного агента.

Кинетика сушки устанавливает связь между изменением влажности материала во времени и параметрами процесса. Уравнения кинетики сушки характеризуют процесс удаления влаги из материала во времени и предназначены для определения продолжительности и режима сушки.

Широкий ассортимент высушиваемого материалов обуславливает использование различных способов сушки и конструкций сушильных аппаратов. Наиболее общая классификация всех известных типов сушилок предложена П. Д. Лебедевым (табл. 10.1).

Характеристика и область применения каждого типа сушилок приведены в литературе [1; 2; 3; 8; 14; 10.1÷10.5].

Для предварительного выбора типового сушильного аппарата можно пользоваться табл. 10.2. В ней для каждого типа сушилки и показателя характеристики материала проставлен балл 0; 3 или 5. Если для заданных условий эксплуатации встречается 0, то возможность применения сушилки не рассматривается. При оценке 5 сушилка рекомендуется к применению, при оценке 3 применение допустимо, но требуются дополнительные меры подготовки высушиваемого материала или изменения в конструкции сушилки. Выбор типа аппарата определяется максимальной суммой баллов 3 и 5 в строке.

Окончательно тип аппарата выбирается на основе требований технологии и технико-экономического анализа.

10.2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

При проектировании установки должны быть заданы: 1) характеристики материала, подвергаемого сушке (вид материала, его начальная и конечная влажность, начальная и максимально допустимая температура); 2) производительность сушильной установки по сырью; 3) сушильный агент (параметры сушильного агента на входе в сушилку и на выходе из нее, максимально допустимая температура сушильного агента); 4) продолжительность процесса сушки.

В процессе расчета необходимо определить: 1) тип сушильной установки (конструкция сушильной камеры, способ подвода

теплоты, вариант сушильного процесса); 2) производительность сушильной установки по высушенному материалу, количество удаляемой влаги; 3) основные физические параметры сушильного агента воздуха, топочных газов; 4) удельный и общий расход сушильного агента и теплоты на сушку; 5) основные размеры сушилки и ее конструктивные элементы; 6) продолжительность сушки.

Кроме того, требуется выполнить расчет и выбор вспомогательного оборудования (калорифера, вентилятора, пылеулавливающего оборудования и др.).

10.2.1. Основные параметры теплоносителя

В качестве теплоносителя (сушильного агента) в конвективных сушилках могут применяться воздух, топочные газы, физические параметры которых влияют на интенсивность сушки. Для расчета процесса сушки необходимо знать основные физические параметры теплоносителя.

Воздух. Влажный воздух представляет собой смесь сухого воздуха и водяных паров. Он характеризуется относительной влажностью, влагосодержанием, теплосодержанием (энтальпией), плотностью и удельным объемом.

Относительную влажность воздуха определяют по формулам [8]:

1) при $t < 100^\circ\text{C}$

$$\varphi = \rho_n / \rho_n = p_n / p_n; \quad (10.1)$$

2) при $t > 100^\circ\text{C}$

$$\varphi = p_n / B, \quad (10.2)$$

где ρ_n и ρ_n — соответственно плотность ненасыщенного и насыщенного пара при температуре смеси; p_n и p_n — соответственно парциальное давление ненасыщенного пара и давление насыщенного пара при температуре смеси; B — барометрическое давление.

Влагосодержание воздуха:

$$x = 0,622 p_n / (B - p_n) = 0,622 p_n \varphi / (B - \varphi p_n). \quad (10.3)$$

При температуре выше 100°C , когда $p_n = B$,

$$x = 0,622 \varphi / (1 - \varphi). \quad (10.4)$$

Давление насыщенного водяного пара p_n определяют по таблицам [4; 2.2].

Энтальпию влажного воздуха представляют как сумму энтальпий сухого воздуха и водяного пара:

$$I = c_{с.в} t + x i_n \quad (10.5)$$

или, учитывая, что

$$i_n = r_0 + c_{пt} t, \quad (10.5a)$$

$$I = (c_{с.в} + c_{пx}) t + r_0 x = (1,01 + 1,97x) t + 2497x. \quad (10.6)$$

Здесь $c_{с. в} = 1,01$ кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость сухого воздуха при постоянном давлении; t — температура воздуха, °С; i_p — удельная энтальпия перегретого пара, кДж/кг; $c_p = 1,97$ кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость водяного пара; $r_0 = 2493$ кДж/кг — удельная теплота парообразования воды при 0 °С.

Удельный объем влажного воздуха рассчитывают по формуле

$$v_{уд} = \frac{RT}{M_{с. в} \rho_{с. в}} = \frac{8314T}{29\rho_{с. в}} = \frac{288T}{P - p_p}, \quad (10.7)$$

где $R = 8314$ Дж/(моль·К) — универсальная газовая постоянная; T — температура воздуха, К; P — общее давление паровоздушной смеси, Па.

Плотность влажного воздуха [4]:

$$\rho_{вл. в} = \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (P - 0,378 p_p). \quad (10.8)$$

Из приведенных формул следует, что по двум известным параметрам можно рассчитать другие параметры. Проще определить их с помощью диаграммы $I-x$. Для этого задаются двумя любыми параметрами (t, φ), (x, t), находят точку пересечения, соответствующую заданным параметрам, и для этой точки находят остальные параметры.

Температуру и относительную влажность атмосферного воздуха обычно задают или определяют как средние значения по климатическим таблицам различных районов СССР.

Топочные газы образуются при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива в топках. Сушилки, работающие на топочных газах, по сравнению с сушилками с паровыми калориферами более экономичны по расходу топлива, менее металлоемки (нет необходимости в паровых котлах, паропроводах и т. д.), менее инерционны при регулировании температуры сушильного агента и т. д. К недостаткам газовой сушилки относятся огнеопасность, возможность засорения продукта сажей, золой.

При расчете сушилок необходимо знать состав топлива, так как он определяет количество и качество топочных газов, количество воздуха, необходимого для сжигания топлива. Данные по составу топлива имеются в справочниках.

Поскольку состав топлив дается на одну массу, а в формулах для расчета параметров топочных газов часто входит состав топлива на другую массу, то пересчет данных с одного состава на другой можно осуществить с помощью множителей, приведенных в табл. 50 [8].

Рассмотрим расчет параметров топочных газов на 1 кг топлива.

Теоретическое количество воздуха, необходимое для сжигания 1 кг твердого или жидкого топлива определяется по

уравнению

$$L_0 = 0,115C^P + 0,343H^P + 0,043(S^P - O^P). \quad (10.9)$$

Для газообразного топлива это уравнение имеет вид:

$$L_0 = 1,38 \left(0,0179CO + 0,248H_2 + 0,44H_2S + \sum \frac{m + \frac{n}{4}}{12m + n} C_mH_n - O_2 \right). \quad (10.10)$$

Количество сухих газов, получаемых при сжигании 1 кг твердого или жидкого топлива,

$$G_{с.г} = 1 + \alpha L_0 - \frac{A^P + 9H^P + W^P}{100}, \quad (10.11)$$

газообразного топлива

$$G_{с.г} = 1 + \alpha L_0 - \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_mH_n. \quad (10.12)$$

Количество водяных паров, поступающих в сушилку, состоит из количества водяного пара, образующегося при полном сгорании 1 кг твердого или жидкого топлива, из количества водяного пара, поступающего с воздухом, и из количества водяного пара, применяемого для распыливания жидкого топлива (в случае газа — из количества водяных паров в газе), а также из влаги топлива:

$$G_{в.п} = 0,01(9H^P + W^P) + \alpha L_0 x_0 + W_T. \quad (10.13)$$

При сжигании газообразного топлива

$$G_{в.п} = \alpha L_0 x_0 + \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_mH_n + W_T. \quad (10.14)$$

Влагосодержание топочных газов:

$$x = G_n / G_{с.г}. \quad (10.15)$$

Высшая теплота сгорания топлива: 1) жидкого или твердого

$$Q_B^P = 339C^P + 1256H^P - 108,9(O^P + S_n^P); \quad (10.16)$$

2) газообразного — обычно принимают по справочным таблицам, при отсутствии таких данных можно вычислить по формуле

$$Q_B^P = 94,0(5,32CH_4 + 5,05C_2H_6 + 4,94C_3H_8 + 4,87C_4H_{10} + 4,83C_2H_2 + 5,07C_2H_4 + 4,91C_3H_6 + 4,84C_4H_8 + 1,64H_2S + 12,75H_2 + 1,08CO) + 2514 \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_mH_n. \quad (10.17)$$

Энтальпия топочных газов:

$$I_T = (Q_B^T \eta_T + c_T t_T + \alpha L_0 I_0 + W_T i_{п}) / G_{с.г}. \quad (10.18)$$

Коэффициент избытка воздуха: 1) для твердого и жидкого топлива

$$\alpha = \frac{Q_B^p \eta_T + c_T t_T - [1 - 0,01(9H^p + W^p + A^p)] c_{c.r} t_T - 0,01(9H^p + W^p) i_{п'} + W_T (i_{п'} - i_{п})}{L_0 (c_{c.r} t_T + i_{п} x_0 - I_0)}; \quad (10.19)$$

для газообразного топлива

$$\alpha = \frac{Q_B^p \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n\right) c_{c.r} t_T - \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n i_{п}}{L_0 (c_{c.r} t_T + i_{п} x_0 - I_0)}. \quad (10.20)$$

Действительный расход воздуха:

$$L = \alpha L_0. \quad (10.21)$$

Теплоемкость смеси газов определяется по формуле

$$c_{c.r} = (G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{SO_2} c_{SO_2} + G_{N_2} c_{N_2} + G_{O_2} c_{O_2}) / G_{c.r}. \quad (10.22)$$

Количество компонентов (кг/кг топлива) определяют по формулам: 1) для твердого и жидкого топлива

$$G_{CO_2} = 0,0367C^p; \quad (10.23) \quad G_{SO_2} = 0,02S_{п}^p; \quad (10.24)$$

$$G_{N_2} = 0,768\alpha L_0 + 0,01N^p; \quad (10.25) \quad G_{O_2} = 0,232(\alpha - 1)L_0. \quad (10.26)$$

2) для газообразного топлива

$$G_{CO_2} = 0,01CO_2 + 0,0157CO + \frac{44}{12m+n} \frac{C_m H_n}{100}; \quad (10.27)$$

$$G_{N_2} = 0,768\alpha L_0 + 0,01N_2; \quad (10.28) \quad G_{O_2} = 0,232(\alpha - 1)L_0. \quad (10.29)$$

В приведенных выше формулах приняты следующие обозначения: C_p , H^p , W^p , O^p , A^p , CO , H_2S , H_2 , $C_m H_n$ — элементарные составляющие топлива в расчете на рабочую массу, %; x_0 , I_0 — влагосодержание и энтальпия наружного воздуха; $i_{п}'$, W_T — энтальпия и масса водяного пара, применяемого для распыления топлива c_T , t_T и $c_{c.r}$, t_T — удельная теплоемкость и температура сжигаемого топлива и сухих газов; η_T — к. п. д. топки; $i_{п}$ — энтальпия пара при температуре сухих газов; c_{CO_2} , c_{SO_2} , c_{N_2} , c_{O_2} — удельные теплоемкости составляющих газов.

10.2.2. Материальный баланс

Количество влаги, удаляемой из высушиваемого материала, и производительность сушилки по высушенному материалу определяются из уравнения материального баланса.

Материальный баланс по всему количеству вещества выражается равенством

$$G_1 = G_2 + W, \quad (10.30)$$

где G_1 , G_2 — количество влажного и высушенного материалов, кг/с.

Материальный баланс по абсолютно сухому веществу, количество которого не изменяется в процессе сушки:

$$G_1 (1 - \omega_1) = G_2 (1 - \omega_2), \quad (10.31)$$

где ω_1, ω_2 — содержание влаги во влажном и высушенном материалах, доли (по массе).

Из этих уравнений определяют количество высушенного материала G_2 и удаленной влаги W :

$$G_2 = G_1 (1 - \omega_1) / (1 - \omega_2); \quad (10.32) \quad W = G_1 - G_2. \quad (10.33)$$

Количество удаленной влаги можно рассчитать также по одному из следующих уравнений:

$$W = G_1 (\omega_1 - \omega_2) / (1 - \omega_2); \quad (10.34) \quad W = G_2 (\omega_1 - \omega_2) / (1 - \omega_1). \quad (10.35)$$

10.2.3. Тепловой баланс

В процессе сушки влага из поступившего в сушилку материала испаряется и уносится сушильным агентом воздухом. При этом влагосодержание воздуха увеличивается от начального $x_0 = x_1$ до x_2 . В соответствии с этим баланс влаги в сушилке выражается равенством

$$Lx_2 = Lx_0 + W. \quad (10.36)$$

Отсюда расход воздуха составляет

$$L = W / (x_2 - x_0). \quad (10.37)$$

Удельный расход воздуха, т. е. количество воздуха, затраченное на испарение 1 кг влаги, рассчитывают по формуле

$$l = L / W = 1 / (x_2 - x_0). \quad (10.38)$$

Для упрощения записи теплового баланса представим высушиваемый материал на входе в сушилку, состоящим из сухой части G_2 и испаряемой влаги W . Баланс теплоты в конвективной сушилке без рециркуляции воздуха может быть выражен следующим образом.

Приход теплоты

С сушильным агентом

$$Q_1 = LI_0$$

С сухой частью высушиваемого материала

$$Q_2 = G_2 c_2 t_1$$

С влагой, испаряемой из материала

$$Q_3 = W c_B t_1$$

С транспортным устройством (транспортером)

$$Q_4 = G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} t'_{\text{тр}}$$

Дополнительно подведенная теплота (например, от дополнительного подогревателя и др.)

$$Q_{\text{доп}}$$

Теплота, сообщенная воздуху в калорифере

$$Q_{\text{кал}} = L (I_1 - I_0)$$

Расход теплоты

С сушильным агентом

$$Q_5 = LI_2$$

С высушенным материалом

$$Q_6 = G_2 c_2 t_2$$

С нагретыми транспортными устройствами

$$Q_7 = G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} t''_{\text{тр}}$$

С испаренной влагой

$$Q_8 = W i_{\text{п}}$$

В окружающую среду с внешней поверхности сушилки

$$Q_{\text{пот}}$$

Уравнение теплового баланса выражается равенством

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{\text{доп}} + Q_{\text{кал}} = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_{\text{пот}} \quad (10.39)$$

или

$$\begin{aligned} LI_0 + G_2 c_2 t_1 + W c_n t_1 + G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} t'_{\text{тр}} + Q_{\text{доп}} + L(I_1 - I_0) = \\ = LI_2 + G_2 c_2 t_2 + G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} t''_{\text{тр}} + W i_{\text{п}} + Q_{\text{пот}} \end{aligned} \quad (10.40)$$

Решив уравнение (10.40) относительно величины теплоты, сообщенной воздуху в калорифере и разделив все члены уравнения на W , получим после преобразования удельный расход теплоты в калорифере:

$$q_{\text{к}} = l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) + q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - c_{\text{в}} t_1 - q_{\text{доп}} \quad (10.41)$$

или

$$l(I_1 - I_2) = q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - c_{\text{в}} t_1 - q_{\text{доп}} \quad (10.42)$$

Обозначив

$$\Delta = (q_{\text{доп}} + c_{\text{в}} t_1) - (q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}}), \quad (10.43)$$

получим уравнение теплового баланса сушилки:

$$l(I_2 - I_1) = (I_2 - I_1)/(x_2 - x_1) = \Delta. \quad (10.44)$$

Выражение (10.44) характеризует отклонение действительного процесса сушки от теоретического и представляет собой внутренний баланс теплоты в сушилке. Для теоретической сушилки, в которой сушка протекает в адиабатических условиях, т. е. без потерь теплоты, уравнение теплового баланса имеет вид:

$$\Delta = (I_2 - I_1)/(x_2 - x_1) = 0, \quad (10.45)$$

т. е. $I_1 = I_2 = \text{const}$.

При отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере и транспортных устройств уравнение (10.43) примет вид:

$$\Delta = c_{\text{в}} t_1 - (q_{\text{м}} + q_{\text{п}}). \quad (10.46)$$

Параметры начального и конечного состояний газа (воздуха) можно рассчитать аналитически по заданным начальной и конечной температурам и начальному влагосодержанию газа. Согласно уравнений (10.5) и (10.6), энтальпия влажного газа для начальных условий

$$I_0 = c_{\text{г}} t_0 + I_{\text{п}} x_0; \quad (10.47) \quad I_{\text{п}} = r_0 + c_{\text{п}} t_0; \quad (10.48)$$

для конечных условий

$$I_{\text{к}} = c_{\text{г}} t_{\text{к}} + I_{\text{п.к}}; \quad (10.49) \quad I_{\text{п.к}} = r_0 + c_{\text{п}} t_{\text{к}}. \quad (10.50)$$

Решая совместно уравнения (10.44), (10.47) — (10.50), получаем:

$$I_{\text{к}} = [c_{\text{г}} t_{\text{к}} \Delta + I_{\text{п.к}} (x_0 \Delta - I_0)] / (\Delta - I_{\text{п.к}}). \quad (10.51)$$

Из уравнения (10.45) найдем:

$$x_k = [(I_k - I_1)/\Delta] + x_0. \quad (10.52)$$

Для расчета Δ по уравнению (10.46) необходимо определить удельный расход теплоты на нагрев материала q_m и удельные потери теплоты в окружающую среду $q_{\text{пот}}$.

Удельный расход теплоты на нагрев материала:

$$q_m = G_2 c_2 (t''_m - t'_m) / W. \quad (10.53)$$

Удельные потери теплоты в окружающую среду рекомендуется принимать $q_{\text{пот}} = 85 \div 120$ кДж/кг [10.9], в соответствии с другим литературным источником [10.2] рекомендуется принимать $q_{\text{пот}} = 120 \div 600$ кДж/кг испаренной влаги (меньшее значение берут для крупнотоннажных сушилок). Кроме того, величина $q_{\text{пот}}$ может быть принята равной 8—10 % от полезно затраченной теплоты $q_{\text{пол}}$ на испарение влаги и нагрев материала [14]:

$$q_{\text{пол}} = I_{\text{в. п}} - c_{\text{в}} t'_m + q_m, \quad (10.54)$$

где $I_{\text{в. п}}$ — энтальпия водяного пара при температуре газа на выходе из сушилки; t'_m — начальная температура материала.

Если известна поверхность сушилки, удельные потери теплоты в окружающую среду определяются по формуле

$$q_{\text{пот}} = Q_{\text{пот}} / W = KF (t_{\text{ср}} - t_0) \quad (10.55)$$

или

$$q_{\text{пот}} = Q_{\text{пот}} / W = \alpha F (t_{\text{ст}} - t_0). \quad (10.56)$$

Здесь K — коэффициент теплопередачи через стенку сушилки и изоляцию (обычно приближенно принимается равным $0,6 \div 1,2$ Вт/(м²·К) или рассчитывается [10.3]); $t_{\text{ср}}$ — средняя температура газа в сушилке; t_0 — температура окружающей среды; $t_{\text{ст}}$ — температура стенки барабана с внешней стороны изоляции (принимают не более 40 °С); F — площадь наружной поверхности сушилки (с учетом толщины изоляции); α — коэффициент теплоотдачи от стенки барабана в окружающую среду

$$\alpha = \alpha_k + \alpha_l, \quad (10.57)$$

где α_k — коэффициент теплоотдачи за счет вынужденной конвекции окружающей среды относительно наружной поверхности вращающегося барабана; α_l — коэффициент теплоотдачи излучением.

Тепловой расчет процесса сушки можно выполнить графоаналитическим методом при помощи I — x -диаграммы. Для расчета должны быть известны два любых параметра наружного воздуха. Обычно такими параметрами являются его температура t_0 и относительная влажность ϕ_0 , температура воздуха после калорифера t_1 , один из параметров отработанного воздуха — обычно t_2 или ϕ_2 . Сначала строят для заданных условий теоретический процесс сушки, который изображается в виде ломаной линии ABC (рис. 10.1). Точку A находят на пересечении

Расход топлива:

$$B = L/G_{с.г} \quad (10.62)$$

или

$$B = Q/(Q_{в}^p \eta_{т}), \quad (10.63)$$

где Q — расход теплоты на сушку; $Q_{в}^p$ — высшая теплота сгорания топлива; $\eta_{т}$ — к. п. д. топки.

10.2.4. Расчет барабанной сушилки

Рассчитать барабанную сушилку через межфазные коэффициенты тепло- и массообмена практически невозможно, так как структура высушиваемого слоя такова, что материал большую часть времени пребывания в зоне сушки находится в плотном слое и частицы омываются сушильным агентом кратковременно, лишь в момент пересыпания их с насадки на насадку. Поэтому барабанные сушилки принято рассчитывать через напряжение рабочего объема по испарившейся влаге. Следовательно, зная напряжение сушилки по испарившейся влаге, можно найти рабочий объем барабана:

$$V_6 = W/A. \quad (10.64)$$

Значения величины A приведены в [5; 10.3].

Задаемся отношением длины барабана L к диаметру D в пределах $L/D = 3,5 \div 7$.

Диаметр барабана определяем из соотношения

$$V_6 = (\pi D^2/4) L. \quad (10.65)$$

Например, при $L/D = 5$ объем $V_6 = 0,785 D^2 \cdot 5D = 3,925 D^3$; диаметр барабана $D = \sqrt[3]{V_6/3,925}$.

Длина барабана:

$$L = (3,5 \div 7) D. \quad (10.66)$$

После расчета диаметра и длины барабана принимаем по [10.6] стандартный сушильный барабан.

Диаметр сушильного барабана может быть определен также из формулы

$$S_6 = \pi D^2/4 = V_{г}/[(1 - \beta_{м} - \beta_{н}) \omega_{г}]. \quad (10.67)$$

Здесь $\omega_{г}$ — максимально допустимая скорость газов в аппарате, зависящая от насыпной плотности материала (принимается в соответствии с данными табл. II [4]); $\beta_{м}$ — коэффициент заполнения барабана материалом, зависящий от конструкции насадки (по практическим данным $\beta_{м} = 0,15 \div 0,35$); $V_{г}$ — объемный расход влажного сушильного агента на выходе из барабана, который рассчитывается по формулам

$$V_{г} = L v_{уд}; \quad (10.68) \quad V_{г} = L v_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \left(\frac{1}{M_{с.г}} + \frac{x}{M_{в}} \right); \quad (10.69)$$

$$V_{г} = L (1 + x)/\rho, \quad (10.70)$$

где $v_{уд}$ — удельный объем влажного газа (воздуха), который определяется по формуле (10.7); t и x — температура и влагосодержание газа (воздуха) при условиях процесса; $v_0 = 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$; T_0 — температура, соответствующая нормальным условиям, К; L — расход сухого сушильного агента; ρ — плотность влажного воздуха.

Длина барабана:

$$L_6 = V_6/S_6. \quad (10.71)$$

Время сушки (в мин) определяется по формуле [10.2]

$$\tau_{суш} = \frac{120\beta_m \rho_{нас} (\omega_n - \omega_k)}{A [200 - (\omega_n - \omega_k)]}, \quad (10.72)$$

где $\rho_{нас}$ — насыпная плотность высушенного материала.

Время пребывания материала в барабане может быть рассчитано следующим образом:

$$\tau = V_6 \rho_{нас} \beta_m / G_{ср} \quad (10.73)$$

или

$$\tau = V_6 \beta_m / V_m, \quad (10.74)$$

где $G_{ср} = (G_1 + G_2)/2$ — средняя масса материала, проходящего через барабан.

Объем материала, находящегося в аппарате:

$$V_m = G_{ср} \tau_{суш} / (\rho_{нас} \cdot 60), \quad (10.75)$$

Уточнение коэффициента заполнения барабана материалом выполняется по формуле [10.2]

$$\beta_m = V_m / V_6. \quad (10.76)$$

Частота вращения барабана может быть определена по формулам

$$n = L / (\alpha \tau D_6 \operatorname{tg} \alpha); \quad (10.77) \quad n = mkL / (\tau D_6 \operatorname{tg} \alpha). \quad (10.78)$$

Здесь α — коэффициент [2, табл. 34]; α — угол наклона барабана к горизонту (принимается от $0,5$ до 6°); τ — время пребывания материала в барабане; m, k — коэффициенты, зависящие от типа насадки и направления движения газа: для подъемно-лопастной насадки $m = 0,6, k \geq 0,2$ (прямоток), $k = 0,5$ (противоток) для лопастной секторной и секторной перевалочной насадок $m = 0,75 \div 1,0, k \geq 0,7$ (прямоток), $k \leq 2$ (противоток).

Угол наклона барабана можно рассчитать, задаваясь частотой вращения барабана:

$$\alpha = \left(\frac{30L}{D_6 n \tau} + 0,007 \omega_d \right) \frac{180}{\pi}, \quad (10.79)$$

где ω_d — действительная скорость газов в сушилке, определяемая по уравнению расхода.

Если полученное значение α меньше $0,5^\circ$ или больше 6° , то частоту вращения барабана соответственно уменьшают или увеличивают и расчет повторяют.

В процессе сушки рабочая скорость сушильного агента в сушилке ω_d должна быть меньше скорости уноса, равной скорости

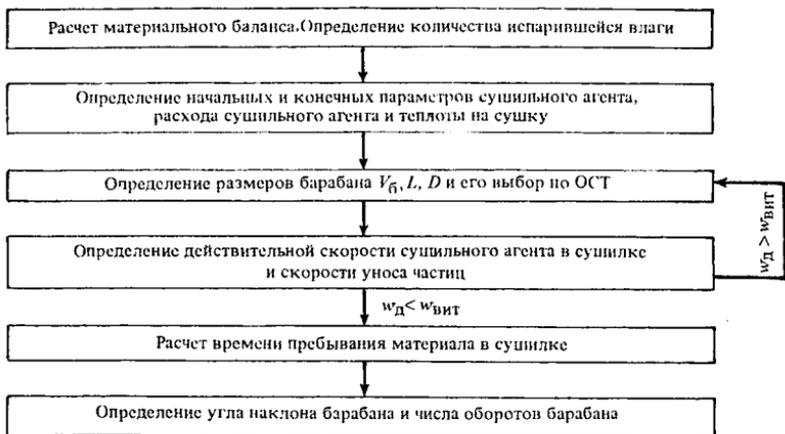


Рис. 10.4. Схема расчета барабанной сушилки, обогреваемой воздухом

витания $w_{\text{внт}}$ частиц наименьшего заданного размера:

$$w_{\text{внт}} = \frac{\mu_{\text{ср}}}{d \rho_{\text{ср}}} \left(\frac{A_{\text{г}}}{18 + 0,575 \sqrt{A_{\text{г}}}} \right), \quad (10.80)$$

где $\mu_{\text{ср}}$ и $\rho_{\text{ср}}$ — вязкость и плотность сушильного агента при средней температуре; d — наименьший заданный диаметр частиц материала; $A_{\text{г}} = d^3 \rho_{\text{ч}} \rho_{\text{ср}} g / \mu_{\text{ср}}^2$ — критерий Архимеда; $\rho_{\text{ч}}$ — плотность частиц высушиваемого материала.

Средняя плотность сушильного агента $\rho_{\text{ср}}$ равна:

$$\rho_{\text{ср}} = [M_{\text{с. в}} (P_0 - p) + M_{\text{в}} p] \frac{T}{v_0 P_0 (T + t_{\text{ср}})}. \quad (10.81)$$

Здесь $M_{\text{с. в}}$, $M_{\text{в}}$ — молярная масса сухого воздуха и воды; P_0 — давление при нормальных условиях; p — парциальное давление водяных паров; $T = 273 \text{ К}$; $v_0 = 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$.

Парциальное давление водяных паров в газе определяется по уравнению

$$p = \frac{(x/M_{\text{в}}) P_0}{1/M_{\text{с. в}} + x/M_{\text{в}}}, \quad (10.82)$$

где $x = (x_{\text{н}} + x_{\text{к}})/2$ — среднее влагосодержание сушильного агента, кг/кг.

Если рабочая скорость сушильного агента в сушилке больше скорости витания ($w_{\text{д}} > w_{\text{внт}}$), необходимо уменьшить $w_{\text{д}}$, изменив диаметр сушилки.

Схема расчета барабанной сушилки представлена на рис. 10.4.

Перейдем к расчету мощности привода барабанной сушилки.

Мощность (в кВт), затрачиваемая на вращение барабана, ориентировочно определяется по формуле

$$N = 0,078 D_0^3 L_0 \rho_{\text{н}} \sigma n, \quad (10.83)$$

где σ — коэффициент, зависящий от типа насадки и коэффициента заполнения барабана β (для подъемно-лопастной насадки $\sigma = 0,038$ при $\beta = 0,1$ и $\sigma = 0,071$ при $\beta = 0,25$; для распределительной насадки $\sigma = 0,013$ при $\beta = 0,1$ и $\sigma = 0,044$ при $\beta = 0,25$).

10.3. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

10.3.1. Расчет калорифера

Для подогрева воздуха, поступающего в сушилку, применяются воздухоподогреватели: паровые, водяные, газовые, с промежуточным жидким или твердым теплоносителем.

Паровые калориферы (трубчатые, пластинчатые) применяют для нагревания воздуха до 150°C , газовые (трубчатые, пластинчатые, игольчатые и ребристые) — до 200 — 300°C , с промежуточным теплоносителем — до 200 — 350°C .

Основной величиной, по которой выбирается калориферная установка, является необходимая площадь поверхности нагрева, определяемая по формуле (5.1). Расход теплоты в калорифере рассчитывается из теплового баланса сушилки или по формуле

$$Q = Lc_{\text{возд}}(t_1 - t_0), \quad (10.84)$$

где t_1 , t_0 — соответственно начальная и конечная температура воздуха.

Коэффициент теплопередачи зависит от модели калорифера, вида теплоносителя, его скорости и массовой скорости воздуха. И определяется по соответствующим эмпирическим формулам (см. гл. 5).

Для пластинчатых калориферов при паровом обогреве коэффициент теплопередачи определяется по формуле [7]:

$$K = 1,162(2 + 7\sqrt{\omega_k}), \quad (10.85)$$

где ω_k — скорость движения воздуха в калорифере.

При массовой скорости воздуха $\rho\omega_k = 5 \div 15 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для калориферов КФС и КФБ $K = 10(\rho\omega_k)^{0,42}$, для КФСО и КФБО $K = 10(\rho\omega_k)^{0,68}$.

Массовую скорость воздуха при проектировании калориферов по экономическим соображениям принимают в пределах 7 — $12 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для пластинчатых и 3 — $5 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для орбренных калориферов.

Определив необходимую площадь поверхности нагрева и выбрав калорифер [3.3], рассчитывают число их по формуле $N = F/F_k$ (F_k — площадь поверхности нагрева одного калорифера, м^2). В зависимости от расхода воздуха и принятой скорости воздуха в калорифере komponуют калориферную батарею. Схема установки калориферов (последовательное или параллельное их расположение по ходу воздуха) определяется размерами калорифера и допустимым гидравлическим

сопротивлением. Более трех калориферов последовательно устанавливать не рекомендуется.

Далее уточняют скорость воздуха ω_k по уравнению расхода (3.1) и вновь рассчитывают K и F . При расхождении менее 5 % повторные расчеты не выполняются.

Формулы для определения гидравлического сопротивления калориферов даны в [3.1]. Технические показатели и размеры различных моделей калориферов приведены в [3.3].

10.3.2. Расчет циклона

Для расчета циклонов необходимы следующие исходные данные: количество очищаемого газа при рабочих условиях V_p , м³/с; плотность газа при рабочих условиях ρ_g , кг/м³; динамический коэффициент вязкости газа при рабочей температуре μ , Па·с; дисперсный состав пыли, задаваемый двумя параметрами: d_m , мкм и $\lg \sigma_c$; запыленность очищаемого газа $x_{вх}$, г/м³; плотность частиц ρ_c , кг/м³; требуемая эффективность очистки газа η .

Расчеты могут показать, что при заданных условиях невозможно обеспечить требуемое значение коэффициента очистки газов или для этого необходимы чрезмерные потери давления. В последнем случае только экономический расчет различных схем пылеулавливания может определить оптимальные аппараты.

Расчет циклонов проводится методом последовательных приближений в следующем порядке.

1. Задавшись типом циклона по табл. 10.3 определяют оптимальную скорость газа в аппарате $\omega_{опт}$.

2. Определяют необходимую площадь сечения циклона

$$F = V_p / \omega_{опт}. \quad (10.86)$$

3. Определяют диаметр циклона, задавшись числом циклонов N :

$$D = \sqrt{F / (0,785N)}. \quad (10.87)$$

Диаметр циклона округляют до ближайшей большей величины по ГОСТ 9617—67, согласно которому для циклонов принят следующий ряд диаметров: 200; 300; 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2400 и 3000 мм.

4. Вычисляют действительную скорость газа в циклоне:

$$\omega = V_p / (0,785ND^2). \quad (10.88)$$

Скорость газа не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15 %.

5. Принимают по табл. 10.3 коэффициент гидравлического сопротивления, соответствующий заданному типу циклона. Для

Таблица 10.3

Параметры, определяющие эффективность циклонов НИИОГаз

Параметры	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
d_{50}^T , мкм	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$\lg \sigma_{\eta}^T$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340
$\omega_{\text{опт}}$, м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0
$\xi_{\text{ц}}^{\text{с}} 500$	75	165	155	245	520	1050	—
$\xi_{\text{ц}}^{\text{п}} 500$	80	170	163	250	600	1150	2800

Примечания: 1. Значения d_{50}^T , приведенные в таблице, соответствуют следующим условиям работы циклонов: средняя скорость газа в циклоне $\omega_{\text{опт}}=3,5$ м/с; диаметр циклона $D=0,6$ м; плотность частиц $\rho_{\text{ч.т}}=1930$ кг/м³; динамический коэффициент вязкости газа $\mu_{\text{г}}=22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

2. Коэффициенты гидравлического сопротивления $\xi_{\text{ц}}^{\text{с}} 500$ и $\xi_{\text{ц}}^{\text{п}} 500$ приведены для одиночного циклона диаметром 500 мм без дополнительных устройств (индекс «с» означает, что циклон работает в гидравлической сети, а «п» — без сети, т. е. прямо в атмосферу).

циклонов НИИОГаз (одиночных или групп) вводят уточняющие поправки по формуле

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{\text{ц}}^{\text{с.п}} 500 + K_3. \quad (10.89)$$

Здесь $\xi_{\text{ц}}^{\text{с.п}} 500$ — коэффициент гидравлического сопротивления, определяемый по табл. 10.3; K_1 — поправочный коэффициент на диаметр циклона (табл. 10.4); K_2 — поправочный коэффициент на запыленность газа (по табл. 10.5); K_3 — коэффициент, учитывающий дополнительные потери давления, связанные с компоновкой циклонов в группу (табл. 10.6). Для одиночных циклонов $K_3 = 0$.

Таблица 10.4

Поправочный коэффициент K_1 на влияние диаметра циклона

D, мм	Марка циклона		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24	СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

**Поправочный коэффициент K_2 на запыленность газов
($D = 500$ мм)**

Марка циклона	Запыленность, 10^3 кг/м ³						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	—	—	—

Таблица 10.6

Поправочный коэффициент K_3 для групп циклонов

Характеристика группового циклона	K_3
Круговая компоновка, нижний организованный подвод	60
Прямоугольная компоновка, циклонные элементы расположены в одной плоскости. Отвод из общей камеры чистого газа	35
То же, но улиточный отвод из циклонных элементов	28
Прямоугольная компоновка. Свободный подвод потока в общую камеру	60

6. Определяют потери давления в циклоне:

$$\Delta p = \xi \rho w^2 / 2. \quad (10.90)$$

Если потери давления Δp оказались приемлемыми, переходят к расчету полного коэффициента очистки газа в циклоне.

7. Приняв по табл. 10.3 два параметра (d_{50}^T и $\lg \sigma_{\eta}^T$), определяют значение параметра d_{50} при рабочих условиях (диаметр циклона, скорость потока, плотность пыли, динамическая вязкость газа) по уравнению

$$d_{50} = d_{50}^T \sqrt{(D/D_T) \rho_{ч. T} / \rho_{ч} (\mu/\mu_T) \omega_T / \omega}. \quad (10.91)$$

8. Определяют параметр x по формуле

$$x = \lg d_m / d_{50} / \sqrt{\lg^2 \sigma_{\eta} + \lg^2 \sigma_{\chi}} \quad (10.92)$$

где величины d_m и $\lg \sigma_{\chi}$ находят по табл. 1.3 [10.11].

9. Определяют по табл. 1.11 [10.11] значение $\Phi(x)$, представляющее собой полный коэффициент очистки газа, выраженный в долях.

По окончании расчета полученное значение η сопоставляется с требуемым. Если η окажется меньше требуемого, необходимо выбрать другой тип циклона с большим значением коэффициента гидравлического сопротивления.

Соотношения размеров для циклонов приведены в табл. 10.7.

Расчет циклона по минимальным приведенным затратам, учитывающим конструктивные, технологические и эксплуатационные показатели, приведен в [9].

Таблица 10.7

Соотношение размеров (в долях внутреннего диаметра) для циклонов ЦН (рис. 10.5)

Размер	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
Внутренний диаметр выхлопной трубы d	0,59	0,59	0,59	0,59
Внутренний диаметр пылевыпускаемого отверстия d_1	0,3—0,4	0,3—0,4	0,3—0,4	0,3—0,4
Ширина входного патрубка в циклоне (внутренний размер) b	0,2	0,2	0,2	0,2
Ширина входного патрубка на входе (внутренний размер) b_1	0,26	0,26	0,26	0,26
Длина входного патрубка l	0,6	0,6	0,6	0,6
Длина средней линии циклона $D_{ср}$	0,8	0,8	0,8	0,8
Высота установки фланца $h_{фл}$	0,1	0,1	0,1	0,1
Угол наклона крышки и входного патрубка циклона α	15°	15°	24°	11°
Высота входного патрубка (внутренний диаметр) a	0,66	0,66	1,11	0,48
Высота выхлопной трубы h_t	1,74	1,5	2,11	1,56
Высота цилиндрической части циклона H_c	2,26	1,51	2,11	2,06
Высота конуса циклона H_k	2,0	1,50	1,75	2,0
Высота внешней части выхлопной трубы h_n	0,3	0,3	0,4	0,3
Общая высота циклона H	4,56	3,31	4,26	4,38

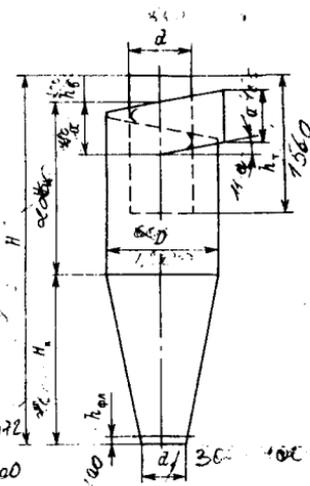


Рис. 10.5. Циклон типа ЦН

10.4. РАСЧЕТ СУШИЛКИ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Скорость газов и диаметр сушилки. Фиктивная скорость начала псевдооживления $\omega_{пс}$ определяется по формуле

$$\omega_{пс} = Re \mu_{ср} / (\rho_{ср} d_{э}). \quad (10.93)$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = Ar / (1400 + 5,22 \sqrt{Ar}). \quad (10.94)$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = d_3^3 \rho_{\text{ср}} g \rho_{\text{ч}} / \mu_{\text{ср}}^2. \quad (10.95)$$

В формулах (10.93)—(10.95) приняты следующие обозначения:

$$d_3 = 1 / \sum_1^n \frac{m_i}{d_i} - \text{эквивалентный диаметр полидисперсных частиц материала}$$

ла; n — число фракций; m_i — содержание i -й фракции, доли (по массе); d_i — средний ситовой размер i -й фракции; $\mu_{\text{ср}}$ и $\rho_{\text{ср}}$ — вязкость и плотность сушильного агента при средней температуре; $\rho_{\text{ч}}$ — плотность частиц высушиваемого материала.

Верхний предел допустимой скорости воздуха в псевдооживленном слое определяется скоростью свободного витания (уноса) частиц заданного размера. Скорость $w_{\text{вит}}$ находится по формуле (10.80). Рабочая скорость сушильного агента выбирается в пределах от $w_{\text{пс}}$ до $w_{\text{вит}}$. Эта скорость зависит от предельного числа псевдооживления $K_{\text{пр}} = w_{\text{вит}}/w_{\text{пс}}$; если $K_{\text{пр}} > 40$, то рабочее число псевдооживления $K_w = w/w_{\text{пс}}$ рекомендуется принимать в интервале 3—7; если $K_{\text{пр}} < 40$, то значение K_w можно выбирать в интервале 1,5—3.

Число псевдооживления может быть определено также по формулам [10.3]:

$$K = w_{\text{опт}}/w_{\text{пс}} = 2 \div 3 \quad (10.96)$$

или

$$K = \frac{Re_{\text{опт}}}{Re_{\text{кр}}} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\text{опт}}}{Ly_{\text{кр}}}}, \quad (10.97)$$

где Ly — критерий Лященко, определяемый по рис. 59 [10.3].

Площадь газораспределительной решетки:

$$F_p = L/(w_{\text{опт}}\theta_{\text{ср}}). \quad (10.98)$$

Если решетка круглая, ее диаметр равен:

$$D = \sqrt{4F_p/\pi}. \quad (10.99)$$

Высота слоя [10.2]. Требуемая высота слоя:

$$H_{\text{сл}} = V_{\text{сл}}/F_p. \quad (10.100)$$

Объем псевдооживленного слоя, необходимого для достижения заданной влажности при расчетных условиях:

$$V_{\text{сл}} = cLm_t/[a_{\text{с}}(1 - \epsilon)]. \quad (10.101)$$

Число единиц переноса m_t процесса сушки:

$$m_t = \lg [(t_1 - t''_m)/(t_2 - t''_m)]. \quad (10.102)$$

Удельная поверхность частиц:

$$s_y = 6/(\psi d_3). \quad (10.103)$$

Коэффициент межфазного теплообмена:

$$\text{Nu} = 0,4 (\text{Re}/\varepsilon)^{0,67} \text{Pr}^{0,33}; \quad (10.104) \quad \alpha = \text{Nu} \lambda / d_s. \quad (10.105)$$

В формулах (10—101)–(10.105) приняты следующие обозначения: t_1 , t_2 — начальная и конечная температуры сушильного агента в сушилке; c — теплоемкость сушильного агента при конечной температуре; ε — порозность кипящего слоя; ψ — фактор формы гранул (частиц); λ — теплопроводность сушильного агента при t''_m ; t''_m — конечная температура продукта.

Порозность псевдооживленного слоя ε при известном значении рабочей скорости может быть вычислена по формуле

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{\Delta \Gamma} \right)^{0,21}. \quad (10.106)$$

В практических условиях значение порозности ε в области псевдооживления изменяется в пределах 0,55—0,75 [10.1, с. 115].

Величины фактора формы частиц реальных материалов:

Форма частиц	ψ
Округлые без резких выступов	0,8—0,9
« с резкими выступами	0,65—0,8
Угловатые, шероховатые	0,4—0,65
Пластинчатые, хлопьевидные, волокнистые	0,2—0,4

Высота кипящего слоя может быть определена из соотношения [10.3]:

$$H_{\text{сл}} = h_n [(1 - \varepsilon_n)/(1 - \varepsilon_k)]. \quad (10.107)$$

Опыт эксплуатации аппаратов с псевдооживленным слоем показывает, что высота псевдооживленного слоя $H_{\text{сл}}$ должна быть примерно в 4 раза больше высоты зоны гидродинамической стабилизации слоя $H_{\text{ст}}$. Зона гидродинамической стабилизации — это зона, прилегающая к решетке, характеризуется уменьшением порозности по мере удаления от решетки. Зона стабилизации тем больше, чем меньше скорость газа.

Высота $H_{\text{ст}}$ связана с диаметром отверстий распределительной решетки d_0 соотношением $H_{\text{ст}} \approx 20d_0$; следовательно $H_{\text{сл}} \approx 80d_0$.

Диаметр отверстий распределительной решетки d_0 выбирают из ряда нормализованных размеров 2,0; 2,2; 2,5; 2,8; 3,2; 3,6; 4,0; 4,5; 5,0; 5,6 мм, установленных ГОСТ 6636—69.

Число отверстий n в распределительной решетке находят по уравнению

$$n = 4F_p F_c / (\pi d_0^2), \quad (10.108)$$

где F_c — доля живого сечения решетки (принимается в интервале от 0,02 до 0,1).

Рекомендуется применять расположение отверстий в распределительной решетке по углам равносторонних треугольни-

ков. При этом поперечный шаг t' и продольный шаг t'' вычисляют по следующим соотношениям:

$$t' = 0,95d_0\varphi^{-0,5}; \quad t'' = 0,866t'. \quad (10.109)$$

Высоту сепарационного пространства сушилки с псевдооживленным слоем $H_{\text{сеп}}$ принимают в 4—6 раз больше высоты псевдооживленного слоя.

Высоту кипящего слоя можно определить, пользуясь объемным напряжением сушилок с псевдооживленным слоем по влаге A_v .

Объем псевдооживленного слоя $V_{\text{сл}}$:

$$V_{\text{сл}} = W/A_v. \quad (10.110)$$

Высота псевдооживленного слоя:

$$H_{\text{сл}} = V_{\text{сл}}/F. \quad (10.111)$$

Сведения о напряжениях по влаге A_v для некоторых материалов приведены в табл. X.4 [5], [9; 10.3].

Общая высота аппарата над решеткой:

$$H = H_{\text{сл}} + H_{\text{сеп}}. \quad (10.112)$$

Время пребывания материала в слое. Общее время сушки дисперсных материалов в условиях псевдооживленного слоя определяют как сумму

$$\tau = \tau_1 + \tau_2. \quad (10.113)$$

Здесь τ_1 , τ_2 — время сушки соответственно в период постоянной скорости и в период падающей скорости. Методы расчета τ_1 и τ_2 , основанные на анализе кинетики сушки, приведены в [1; 10.2].

Гидравлическое сопротивление сушилки. Основную долю общего гидравлического сопротивления сушилки Δp составляют гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя $\Delta p_{\text{пс}}$ и решетки $\Delta p_{\text{р}}$:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{пс}} + \Delta p_{\text{р}}. \quad (10.114)$$

Величину $\Delta p_{\text{пс}}$ находят по уравнению

$$\Delta p_{\text{пс}} = \rho_{\text{ч}}(1 - \varepsilon)gH_{\text{сл}} \quad (10.115)$$

Минимально допустимое гидравлическое сопротивление решетки $\Delta p_{\text{р min}}$ определяется по формуле

$$\Delta p_{\text{р min}} = \Delta p_{\text{пс}} \frac{K_{\omega}^2 (\varepsilon - \varepsilon_0)}{(K_{\omega}^2 - 1)(1 - \varepsilon_0)}, \quad (10.116)$$

где ε_0 — порозность неподвижного слоя (для шарообразных частиц ε_0 принимают равной 0,4).

Гидравлическое сопротивление выбранной решетки:

$$\Delta p_p = \xi \left(\frac{w}{F_c} \right)^2 \rho_{cp}, \quad (10.117)$$

где $\xi = 1,5$ — коэффициент сопротивления решетки.

При расчете должно выдерживаться соотношение $\Delta p_p > \Delta p_{p \min}$. В противном случае, т. е. когда $\Delta p_p < \Delta p_{p \min}$, необходимо выбрать другую долю живого сечения F_c распределительной решетки.

10.5. РАСЧЕТ КОНТАКТНЫХ СУШИЛОК

Контактными называют сушилки, в которых теплота передается высушиваемому материалу через металлическую стенку. К ним относятся одно- и двухвальцовая, гребковая сушилки, вакуум-сушильный шкаф с обогреваемыми полками и т. д.

Расчет контактных сушилок ведут на основе уравнений теплопередачи.

При расчете вальцовых сушилок исходят из того, что теплота передается от конденсирующегося пара стенке вальца, а через нее — высушиваемому материалу, из которого при этом испаряется влага, и пары диффундируют в окружающий воздух, передавая ему теплоту испарения влаги.

Необходимую площадь поверхности сушильного вальца определяют по формуле

$$F = Q_{\text{пар}} / (K \Delta t \varphi). \quad (10.118)$$

Здесь $Q_{\text{пар}}$ — теплота, отданная конденсирующимся паром или горячей водой, подаваемой внутрь вальца; K — общий коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара (горячей воды) к воздуху, рассчитываемый по формуле (5.21); $\varphi = 0,75$ — коэффициент, учитывающий степень активного контакта между поверхностью вальца и материалом; $\Delta t = t_{r. \text{п}} - t_{в. \text{ср}}$ — температурный напор; $t_{r. \text{п}}$ — температура греющего пара; $t_{в. \text{ср}}$ — средняя температура воздуха.

После расчета площади поверхности сушилки выбираются ближайшие большие вальцы по каталогам.

Методика расчета вальцовых сушилок приведена в [10.3].

Расчет вакуум-гребковых сушилок можно приближенно провести следующим образом. На основании данных материального баланса определяется требуемое количество загружаемого материала на 1 т готового продукта либо на одну операцию (G_1).

По каталогу выбираем сушилку, выпускаемую одним из предприятий, определяем ее конструктивные и технические параметры. Зная количество материала, загружаемого в одну сушилку (G'_1), определяем требуемое число сушилок [10.3]

$$n = G_1 z \tau / (G'_1 \cdot 24), \quad (10.119)$$

где z — число операций в сутки; τ — время полного цикла сушки, включая загрузку и выгрузку, ч.

Далее на основе уравнений теплопередачи определяется площадь поверхности нагрева сушилки.

10.6. ПРИМЕР РАСЧЕТА БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ, ОБОГРЕВАЕМОЙ ВОЗДУХОМ

Схема прямоточной барабанной сушильной установки показана на рис. 10.6.

Влажный материал из бункера 1 с помощью шлюзового питателя 8 подается во вращающийся сушильный барабан 7. Параллельно материалу в сушилку направляется воздух, нагретый в калорифере 9 насыщенным водяным паром. Высушенный материал с противоположного конца сушильного барабана поступает на ленточный конвейер 6 и, далее, элеватором 5 подается в бункер готовой продукции 4, из которого отгружается потребителям.

Отработанный воздух перед выбросом в атмосферу очищается от пыли в циклоне 2. При необходимости проводится дополнительная очистка от пыли в рукавном фильтре 3 или в мокрых пылеуловителях.

Транспортировка сушильного агента через сушильную установку осуществляется с помощью вентилятора 10.

Конденсат из калорифера через конденсатоотводчик отводится на ТЭЦ.

Установка автоматизирована. Целью системы управления является получение готового продукта заданной влажности при установленной производительности.

Основными регулируемыми параметрами являются: влажность готового продукта, температура сушильного агента на входе в сушилку и расход влажного исходного материала.

Влажность готового продукта регулируется изменением расхода сушильного агента.

Для стабилизации температуры сушильного агента (воздуха) при помощи регулятора температуры изменяется подача пара в калорифер.

Задание на проектирование. Рассчитать барабанную сушилку для сушки сульфата аммония нагретым в калорифере воздухом при следующих условиях: производительность сушилки по высушенному материалу $G_k = 1,25$ кг/с; начальная влажность материала $\omega_n = 4\%$; конечная влажность продукта $\omega_k = 0,4\%$; начальная температура материала, поступающего на сушку, $t'_m = 35^\circ\text{C}$; конечная температура продукта $t''_m = 55^\circ\text{C}$; температура воздуха: на входе в сушилку (после калорифера) $t_1 = 120^\circ\text{C}$; на выходе из сушилки $t_2 = 60^\circ\text{C}$; напряжение рабочего объема барабана по испарившейся влаге $A_v = 11$ кг/(м³·ч); давление греющего пара $p = 0,3$ МПа; максимальный размер частиц продукта, уносимых воздухом из сушилки $d_n = 0,3$ мм; сушилка — прямоточная; давление в сушилке — атмосферное (99,3 кПа); место строительства установки — г. Харьков; относительную влажность и температуру атмосферного воздуха в расчете принимать как среднегодовые.

В соответствии с заданием определяем необходимые данные для расчета сушилки: характеристика атмосферного воздуха: температура $t_0 = 6,3^\circ\text{C}$; относительная влажность $\phi_0 = 76,5\%$; средняя плотность продукта $\rho = 1750$ кг/м³; насыпная плотность продукта $\rho_{нас} = 800$ кг/м³; теплоемкость сернокислого аммония $c = 1,64$ кДж/(кг·К). Система насадки — лопастная. Коэффициент заполнения барабана: насадкой $\beta_n = 0,05$, материалом $\beta_m = 0,15$.

1. Материальный баланс.

Количество испаряемой влаги определяется по формуле (10.35):

$$W = 1,25(4 - 0,4)/(100 - 4) = 0,047 \text{ кг/с (169,2 кг/ч)}.$$

Количество исходного влажного материала:

$$G_1 = 1,25 + 0,047 = 1,297 \text{ кг/с.}$$

2. Определение параметров сушильного агента воздуха и расхода теплоты на сушку.

Давление насыщенного водяного пара при $t_0 = 6,3^\circ\text{C}$ составляет $p = 965 \text{ Па} = 0,965 \text{ кПа}$ [4]

Влагосодержание воздуха, поступающего в калорифер (формула (10.3)):

$$x_0 = 0,622 \cdot 0,765 \cdot 0,965 / (99,3 - 0,765 \cdot 0,965) = 0,0047 \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия наружного воздуха (формула (10.6)):

$$I_0 = (1,01 + 1,97 \cdot 0,0047) 6,3 + 2493 \cdot 0,0047 = 18,1 \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпия нагретого воздуха на входе в сушилку (после калорифера):

$$I_1 = (1,01 + 1,97 \cdot 0,0047) 120 + 2493 \cdot 0,0047 = 134 \text{ кДж/кг.}$$

Удельный расход теплоты на нагрев высушиваемого материала определяется по формуле (10.53):

$$q_m = 1,25 \cdot 1,64 (55 - 35) / 0,047 = 872,3 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Потери теплоты сушилкой в окружающую среду, отнесенные к 1 кг массы испаряемой влаги, согласно ОСТ 26-01-450-78 принимаются в пределах 85—170 кДж/кг. Принимаем $q_{\text{пот}} = 127,5 \text{ кДж/кг}$.

Изменение потенциала воздуха относительно испарившейся влаги определяется по уравнению (10.46):

$$\Delta = 4,19 \cdot 35 - (872,3 + 127,5) = -853,15 \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпия пара при конечной температуре воздуха, выходящего из сушилки (формула (10.50)):

$$I_{\text{п.к}} = 2493 + 1,97 \cdot 60 = 2611,2 \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпия влажного воздуха на выходе из сушилки (формула (10.51)):

$$I_2 = \frac{1,01 \cdot 60 (-853,15) + 2611,2 [0,0047 (-853,15) - 134]}{-853,15 - 2611,2} = 118,9 \text{ кДж/кг.}$$

Конечное влагосодержание воздуха на выходе из сушилки определяется по формуле (10.52):

$$x_k = [(118,9 - 134) / (-853,15)] + 0,0047 = 0,0224 \text{ кг/кг.}$$

Расход воздуха [см. формулу (10.37)]:

$$L = 0,047 / (0,0224 - 0,0047) = 2,67 \text{ кг/с.}$$

Расход теплоты в калорифере:

$$Q_{\text{кал}} = 2,67 (134 - 18,1) = 309,45 \text{ кВт.}$$

Расход греющего пара на подогрев воздуха в калорифере:

$$G_{\text{г.п}} = 309,45 / 2171 = 0,1425 \text{ кг/с,}$$

где $r = 2171 \text{ кДж/кг}$ — теплота парообразования при $p = 0,3 \text{ МПа}$ [4].

3. Определение размеров сушильного барабана.

Требуемый рабочий объем барабана определяется по формуле (10.64):

$$V_6 = 169,2 / 11 = 15,38 \text{ м}^3.$$

Отношение длины барабана к его диаметру должно быть равно $L/D = 3,5 \div 7$, принимаем $L/D = 5$. Тогда

$$V_6 = 0,785D^2 \cdot 5D = 3,925D^3.$$

Диаметр барабана:

$$D = 15,38/3,925^{0,333} = 1,58 \text{ м.}$$

Длина барабана

$$L = 1,58 \cdot 5 = 7,9 \text{ м.}$$

Принимаем по ОСТ 26-01-437—78 сушильный барабан диаметром $D = 1600$ мм и длиной $L = 8000$ мм, исполнение I.

Уточняем объем выбранного барабана:

$$V_6 = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 8/4 = 16,08 \text{ м}^3.$$

Уточняем напряжение барабана по испарившейся влаге:

$$A_v = 169,2/16,08 = 10,52 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{ч)}.$$

Объемный расход влажного сушильного агента на выходе из барабана определяется по формуле (10.69):

$$V = 2,67 \cdot 22,4 \frac{(273 + 60)}{273} \left(\frac{1}{29} + \frac{0,0224}{18} \right) = 2,6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость воздуха в свободном сечении барабана может быть определена по формуле (10.67):

$$\omega = 2,6/[0,785 \cdot 1,6^2 (1 - 0,15 - 0,05)] = 1,62 \text{ м/с}.$$

Проверим допустимую скорость воздуха, исходя из условия, что частицы высушиваемого материала диаметром более 0,3 мм не должны уноситься потоком воздуха из барабана. Скорость уноса, равную скорости свободного витания $\omega_{\text{вит}}$, определяют по уравнению (10.80).

Парциальное давление водяных паров в воздухе на выходе из барабана находим по уравнению (10.82):

$$p = \frac{(0,0224/18) 10^3 \cdot 99,3}{1/29 + 0,0224/18} = 3459 \text{ Па}.$$

Плотность воздуха на выходе из сушилки (формула (10.81)):

$$\rho_{\text{ср}} = [29 (99\,300 - 3\,459) + 18 \cdot 3\,459] \frac{273}{22,4 \cdot 99\,300 (273 + 60)} = 1,047 \text{ кг/м}^3.$$

Критерий Архимеда:

$$A_{\text{г}} = (0,3 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 1750 \cdot 1,047 \cdot 9,8 / (0,02 \cdot 10^{-3})^2 = 1212.$$

Скорость витания:

$$\omega_{\text{вит}} = \frac{0,02 \cdot 10^{-3}}{0,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,047} \left(\frac{1212}{18 + 0,575 \sqrt{1212}} \right) = 2,03 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость сушильного агента в сушилке $\omega = 1,62$ м/с меньше, чем скорость свободного витания частиц (скорость уноса) $\omega_{\text{внт}} = 2,03$ м/с, поэтому расчет основных размеров сушильного барабана заканчиваем.

Время пребывания материала в сушилке (время сушки) определяем по формуле (10.72):

$$\tau = \frac{120 \cdot 0,15 \cdot 800 (4 - 0,4)}{10,52 [200 - (4 + 0,4)]} = 25,2 \text{ мин} = 1512 \text{ с.}$$

Объем материала, находящегося в барабане:

$$V_M = (1,297 + 1,25) 1512 / (2 \cdot 800) = 2,4 \text{ м}^3$$

Уточним коэффициент заполнения барабана сушилки материалом:

$$\beta_M = 2,4 / 16,08 = 0,1493,$$

что близко к принятому в исходных данных.

Определяем частоту вращения барабана сушилки (формула (10.78)).

Для принятой системы насадки принимаем коэффициенты $m = 1$, $k = 0,7$, угол наклона барабана $2,5^\circ$. Тогда

$$n = 1 \cdot 0,7 \cdot 8 / (1512 \cdot 1,6 \operatorname{tg} 2,5^\circ) = 0,053 \text{ с}^{-1} = 3,2 \text{ об/мин.}$$

Проверим угол наклона барабана по формуле (10.79):

$$\alpha = \left(\frac{30 \cdot 8}{1,6 \cdot 3,2 \cdot 1512} + 0,007 \cdot 1,62 \right) \frac{180}{3,14} = 2,43^\circ,$$

что близко к принятому значению.

Рассчитанная барабанная сушилка представлена на рис. 10.7.

Барабанную сушилку можно рассчитать на ЭВМ тип ДВК-2, ДВК-3 и др. на языке «Бейсик» (см. стр. 310).

Варианты заданий для расчета сушильной установки. Рассчитать и спроектировать сушильную установку непрерывного действия.

Т а б л и ц а 10.8

Исходные данные для расчета сушильной установки

Обозначения	Шифр									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
<i>R</i>	NaHCO ₃	KCl	NaNO ₃	KNO ₃	Фосфорная руда	(NH ₄) ₂ SO ₄	NH ₄ Cl	Песок	NH ₄ NO ₃	CaCO ₃ (мел)
ω_1	3	6	5	3,5	10	4	9	10	3	14
ω_2	0,1	0,5	1,5	0,1	1,5	0,25	1,4	0,5	0,5	0,6
t_{M1}	25	20	18	22	20	25	30	20	22	16
<i>G</i>	6	8	7,5	7	14	11	9	13	8	12
t_1	110	850	100	110	650	125	500	300	110	700
t_2	50	150	50	55	110	55	120	100	50	130
<i>p</i>	0,4	—	0,3	0,35	—	0,4	—	—	0,35	—

Примечания: 1. Вид движения высушиваемого материала и теплоносителя для шифров: 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 0—прямоток, для шифра 5—противоток для барабанных сушилок.

2. Теплоноситель для шифров 1, 3, 4, 6, 9—воздух, для других шифров—топочные газы, образованные при сжигании природного газа.


```

10 PRINT "РАСЧЕТ БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ, ОБОГРЕВАЕМОЙ ВОЗДУХОМ" \ PR
INT
20 PRINT "ВВЕСТИ ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА (ПОСЛЕ ВВОДА ОЧЕРЕД. ЗНАЧЕНИ
Я НАЖАТЬ ВК)"
30 PRINT "ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ СУШИЛКИ ПО ВЫСУШЕННОМУ ПРОДУКТУ КГ/
С", \ INPUT G2
40 PRINT "НАЧАЛЬНАЯ ВЛАЖНОСТЬ МАТЕРИАЛА %", \ INPUT W1
50 PRINT "КОНЕЧНАЯ ВЛАЖНОСТЬ ПРОДУКТА %", \ INPUT W2
80 PRINT "НАЧАЛЬНАЯ ТЕМПЕРАТУРА МАТЕРИАЛА, ПОСТУПАЮЩЕГО НА СУШКУ
ГРАД.С",
90 INPUT O1
100 PRINT "КОНЕЧНАЯ ТЕМПЕРАТУРА ПРОДУКТА ГРАД.С", \ INPUT O2
110 PRINT "ТЕМПЕРАТУРА СУШИЛЬНОГО АГЕНТА"
120 PRINT "НА ВХОДЕ В СУШИЛКУ", \ INPUT T1
130 PRINT "НА ВЫХОДЕ", \ INPUT T2
140 PRINT "НАПРЯЖЕНИЕ БАРАБАНА ПО ИСПАРИВШЕЙСЯ ВЛАГЕ КГ/(МЗ*С)"
150 INPUT A \ A=A/3600
160 PRINT "БАРОМЕТРИЧЕСКОЕ ДАВЛЕНИЕ КПА", \ INPUT P
170 PRINT "ДАВЛЕНИЕ ГРЕЮЩЕГО ПАРА, ПОСТУПАЮЩЕГО В КАЛОРИФЕР МПА"
,
180 INPUT P1
190 PRINT "ВВЕСТИ НАЗВАНИЕ ГОРОДА - РАЙОНА СТРОИТЕЛЬСТВА УСТАНОВ
КИ",
195 PRINT "ИЗ СЛЕДУЮЩИХ: ВОЛГОГРАД, ДНЕПРОПЕТРОВСК, ЛЕНИНГРАД, М
ОСКВА, ";
196 PRINT "ОДЕССА, ПЕРМЬ, РИГА, УФА, ХАРЬКОВ, ЧЕЛЯБИНСК"
210 ZR(0)="ЧЕЛЯБИНСК" \ ZR(1)="ВОЛГОГРАД" \ ZR(2)="ДНЕПРОПЕТРОВС
К"
220 ZR(3)="ЛЕНИНГРАД" \ \ ZR(4)="МОСКВА" \ ZR(5)="ОДЕССА" \ ZR(
6)="ПЕРМЬ"
230 ZR(7)="РИГА" \ ZR(8)="УФА" \ ZR(9)="ХАРЬКОВ"
240 INPUT ZZR
250 IF ZZR=ZR(0) THEN W4=.78 \ T4=1.2
260 IF ZZR=ZR(1) THEN W4=.67 \ T4=7.4
270 IF ZZR=ZR(2) THEN W4=.74 \ T4=8.15
280 IF ZZR=ZR(3) THEN W4=.78 \ T4=4.9
290 IF ZZR=ZR(4) THEN W4=.79 \ T4=3.6
300 IF ZZR=ZR(5) THEN W4=.745 \ T4=9.75
310 IF ZZR=ZR(6) THEN W4=.78 \ T4=1
320 IF ZZR=ZR(7) THEN W4=.755 \ T4=6.4
330 IF ZZR=ZR(8) THEN W4=.765 \ T4=2.2
340 IF ZZR=ZR(9) THEN W4=.751 \ T4=7.45
350 IF W4<>0 GO TO 370
352 PRINT
355 PRINT "НЕПРАВИЛЬНО НАБРАНО НАЗВАНИЕ ГОРОДА"
356 PRINT \ GO TO 190
360 STOP
370 PRINT "СРЕДНЯЯ ПЛОТНОСТЬ ПРОДУКТА КГ/МЗ",
380 INPUT P2
390 PRINT "НАСЫПНАЯ ПЛОТНОСТЬ ПРОДУКТА КГ/М(З)"; \ INPUT P3
400 PRINT "ТЕПЛОЕМКОСТЬ ПРОДУКТА КДЖ/(КГ*К) "; \ INPUT C
410 PRINT "КОЭФФИЦИЕНТ ЗАПОЛНЕНИЯ БАРАБАНА "; \ INPUT B
420 PRINT "УГОЛ НАКЛОНА БАРАБАНА ГРАД. " \ INPUT U
430 W=G2*(W1-W2)/(100-W1) \ REM КОЛИЧЕСТВО ИСПАРЯЕМОЙ ВЛАГИ
440 G1=G2+W \ REM КОЛИЧЕСТВО ИСХОДНОГО МАТЕРИАЛА
450 V=W/A \ REM РАБОЧИЙ ОБ_ЕМ СУШИЛЬНОГО БАРАБАНА
460 O=3.5 \ REM НАЧАЛЬНОЕ ОТНОШЕНИЕ ДЛИНЫ БАРАБАНА К ДИАМЕТРУ
470 D=(V/((PI/4)*O))^.3333
480 L=O*D \ REM ДЛИНА БАРАБАНА

```

```

484 PRINT \ PRINT \ PRINT \ PRINT
485 PRINT "РАСЧЕТНЫЕ РАЗМЕРЫ СУШИЛЬНОГО БАРАБАНА : "
486 PRINT "          ДИАМЕТР =" ; D ; "          ДЛИНА =" ; L
490 PRINT \ PRINT \ PRINT \ PRINT
500 PRINT "ПРИНИМАЕМ РАЗМЕРЫ СУШИЛЬНОГО БАРАБАНА ПО  ОСТ 26-01-4
37-78"
505 PRINT
510 PRINT "          ДИАМЕТР БАРАБАНА =" ; \ INPUT D
520 PRINT "          ДЛИНА БАРАБАНА =" ; \ INPUT L
530 V=PI*(D^2)*L/4 \ REM УТОЧНЯЕМ ОБЪЕМ ВЫБРАННОГО БАРАБАНА
540 A=W/V \ REM УТОЧНЯЕМ НАПРЯЖЕНИЕ БАРАБАНА ПО ИСПАРИВШЕЙСЯ ВЛА
ГЕ
550 REM ОПРЕДЕЛЯЕМ ПАРАМЕТРЫ ВОЗДУХА, ПОСТУПИВШЕГО В КАЛОРИФЕР
560 X1=.622*W4*P4/(P-P4*W4) \ REM ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ
570 H=C4*T4+(R+C5*T4)*X1 \ REM ЭНТАЛЬПИЯ
580 H1=C4*T1+(R+C5*T1)*X1 \ REM ЭНТАЛЬПИЯ ВОЗДУХА ПОСЛЕ КАЛОРИФЕ
РА
590 Q=(G2*C*(O2-O1))/W \ REM УДЕЛЬНЫЙ РАСХОД ТЕПЛА НА НАГРЕВ МАТ
ЕРИАЛА
600 Q1=.08*(H2-4.19*O1+Q) \ REM ПОТЕРИ ТЕПЛА В ОКРУЖАЮЩУЮ СРЕДУ
610 Z=4.19*.1-(Q+Q1) \ REM ИЗМЕНЕНИЕ ПОТЕНЦИАЛА ВОЗДУХА ОТНОСИТЕ
ЛЬНО ИСП. ВЛАГИ
620 H3=R+C5*T2 \ REM ЭНТАЛЬПИЯ ПАРА ПРИ КОНЕЧНОЙ ТЕМПЕРАТУРЕ ВОЗ
ДУХА
630 H4=(C4*T2*Z+H3*(X1*Z-H))/(Z-H3) \ REM КОНЕЧНАЯ ЭНТАЛЬПИЯ ВЛ.
ВОЗДУХА
640 X2=((H4-H)/Z)+X1 \ REM КОНЕЧНОЕ ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ ВОЗДУХА
650 L1=W/(X2-X1) \ REM РАСХОД ВОЗДУХА
660 Q2=L1*(H1-H) \ REM РАСХОД ТЕПЛА В КАЛОРИФЕРЕ
670 G=Q2/R1 \ REM РАСХОД ГРЕЮЩЕГО ПАРА
680 T3=120*В*P3*(W1-W2)/(60*A*(200-(W1-W2))) \ REM ВРЕМЯ СУШКИ
690 V1=(G1+G2)*T3*60/(2*P3) \ REM ОБЪЕМ МАТЕРИАЛА, НАХОДЯЩЕГОСЯ
В БАРАБАНЕ
700 T5=2*V1*P3/((G1+G2)*60) \ REM ВРЕМЯ ПРЕБЫВАНИЯ МАТЕРИАЛА В С
УШИЛКЕ

```

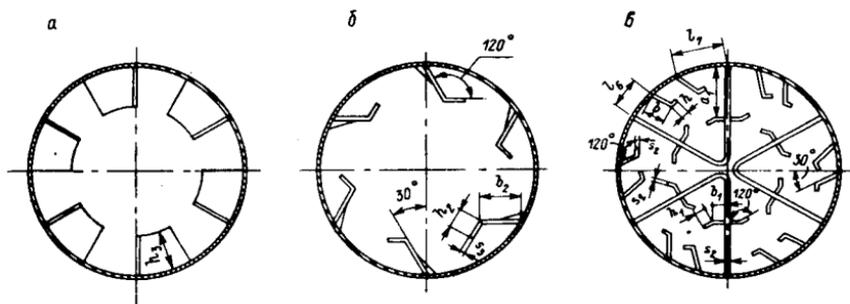



Рис. 10.9. Виды насадок:
 а — приемно-винтовая; б — лопастная; в — секторная

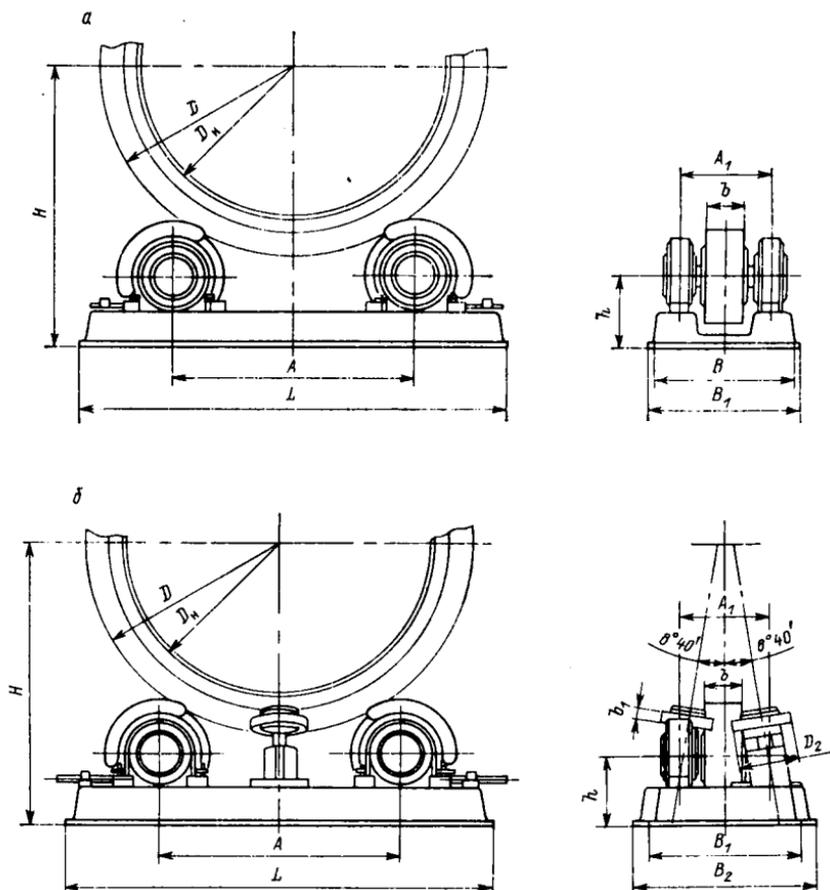


Рис. 10.10. Станции опорная (а) и упорно-опорная (б)

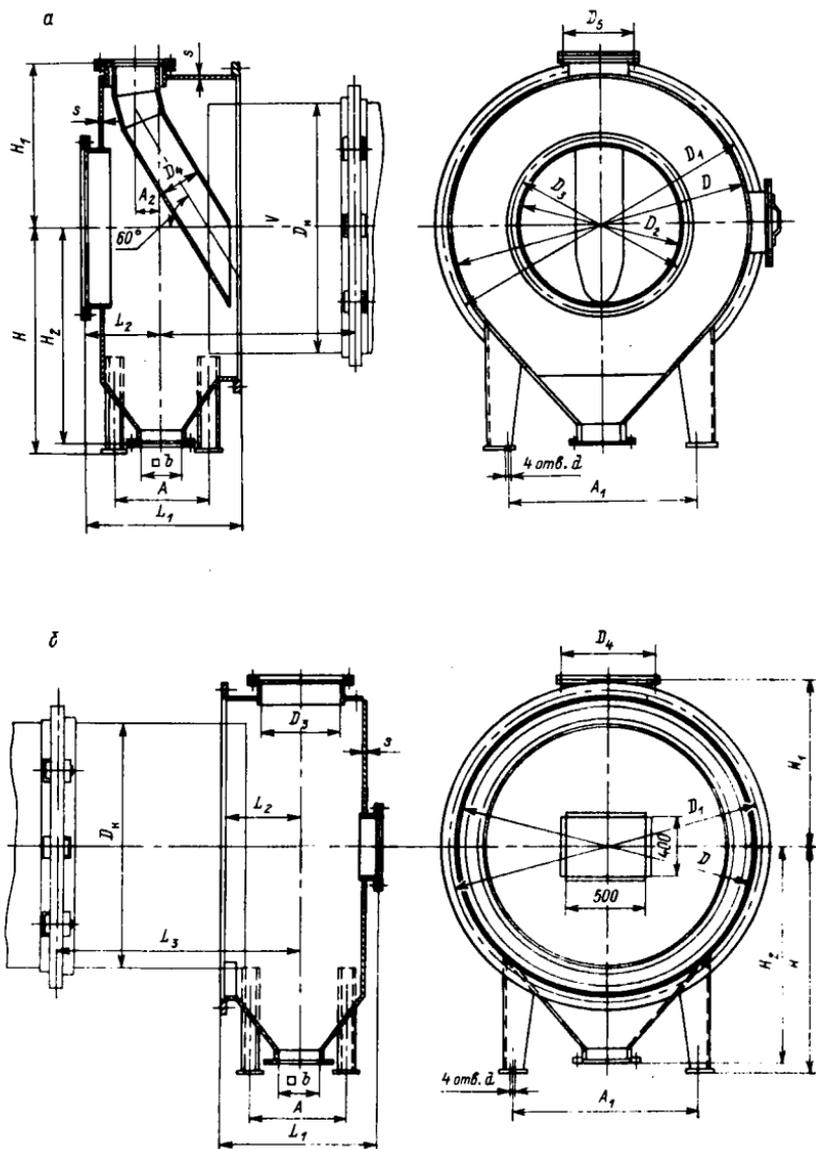


Рис. 10.11. Загрузочная (а) и разгрузочная (б) камеры для сушилок с прямоточным движением потоков

1. Тип сушилки: 1 — барабанная; 2 — аэрофонтанная; 3 — кипящего слоя.
 2. Место строительства установки: 1 — Харьков; 2 — Воронеж; 3 — Днепрпетровск; 4 — Киев; 5 — Омск; 6 — Ленинград.

3. Обозначения исходных данных: G — количество поступающего на сушку материала, кг/с; ω_1 — начальная влажность материала, %; ω_2 — конечная влажность материала, %; $t_{м1}$ — температура поступающего на сушку материала, °С; t_1 — температура сушильного агента на входе в сушилку, °С; t_2 — температура сушильного агента на выходе из сушилки, °С; p — абсолютное давление греющего пара, поступающего в калорифер (для сушилки, обогреваемой горячим воздухом), МПа; R — наименование высушиваемого материала.

Шифр исходных данных приведен в табл. 10.8.

4. В установке предусмотреть калорифер (топку), устройства для очистки газов, вентилятор, механизацию загрузки и выгрузки материала.

Конструкции и параметры барабанных сушилок. Устройство и принцип работы сушилок описаны в [1; 2; 3; 8; 14; 10.1—10.5].

В зависимости от значения диаметра барабана D_n , типа основных насадок и от направления движения теплоносителя относительно продукта должны применяться корпуса сушилок тех исполнений, которые указаны в табл. 10.9.

Т а б л и ц а 10.9

Исполнение корпусов сушилок

Номер исполнения корпуса	Диаметр барабана D_n , мм	Тип основной насадки	Движение материала и теплоносителя в сушилке
I	1000—1600	Лопастная	Прямоточное
II			Противоточное
III		Секторная	Прямоточное
IV			Противоточное
V	1000—2200	Лопастная и секторная	Прямоточное
VI			Противоточное
VII	2500; 2800		Прямоточное

Основные размеры корпусов сушилок должны соответствовать рис. 10.8 и ОСТ 26-01-437—78.

Условное обозначение корпуса состоит из номера исполнения, числовых значений диаметра D_n и длины барабана L , м. Пример условного обозначения корпуса исполнения I, диаметром $D_n = 1000$ мм и длиной $L = 4000$ мм:

Корпус I-1,0-4 ОСТ 26-01-437—78.

Виды насадок представлены на рис. 10.9.

Типы и основные размеры опорных и упорно-опорных станций (рис. 10.10) должны соответствовать ОСТ 26-01-447—78.

Конструкции и основные размеры загрузочных и разгрузочных камер (рис. 10.11 и 10.12) должны соответствовать ОСТ 26-01-123—80.

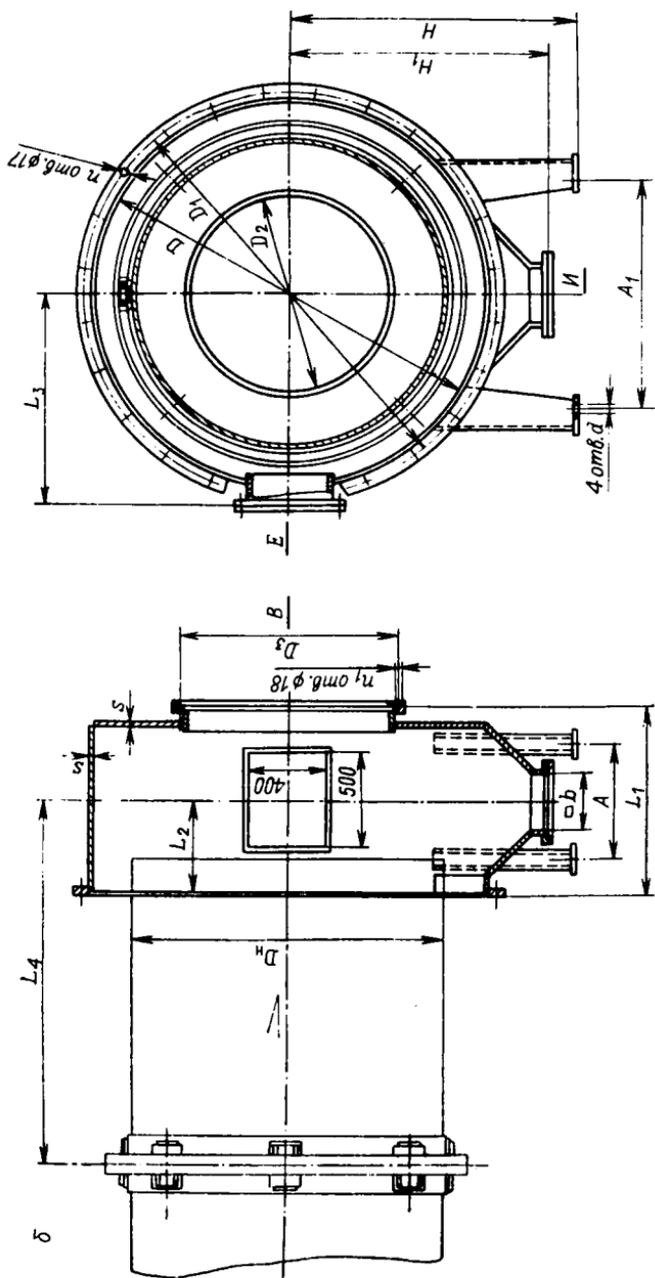


Рис. 10.12. Загрузочная (а) и разгрузочная (б) камеры для сушилок с противоточным движением потоков

ЭКОНОМИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ

Экономическая часть курсового проекта должна разрабатываться в единстве с технологической и расчетной частью проекта.

Экономичность проектируемых аппаратов определяется путем сравнения наиболее характерных для данной группы аппаратов показателей: производительность, металлоемкость, ремонтнопригодность и др.

В экономической части учащиеся определяют стоимость машин и аппаратов, энергетические затраты (на топливо, пар, электроэнергию, воду), отнесенные к 1 т продукции.

Стоимость установки включает стоимость основного и вспомогательного оборудования (насос, воздухоподкачивающий аппарат, емкости, калорифер и т. д.), расходов на доставку, монтаж, установку КИП и трубопроводов и др.

Стоимость всех видов оборудования исчисляется по ценам действующих прейскурантов на оборудование [11.2; 11.3].

Оптовые цены установлены в руб. за 1 т готовых изделий, но без стоимости арматуры, автоматики, пультов управления, электромонтажа, которые оплачиваются сверх установленных оптовых цен.

При отсутствии стоимости оборудования в ценнике ее исчисляют по стоимости стандартных элементов или материалов с учетом затрат на изготовление.

Стоимость монтажа аппарата исчисляется в размере 10—25 %, контрольно-измерительных приборов с установкой 5—10 %, изоляции и футеровки — 3—10 %, технологических трубопроводов до 20 % от стоимости аппарата.

Затраты на изготовление аппарата составляют 30—40 % от стоимости материалов, пошедших на изготовление аппарата.

Расчет оптовых цен на химическое оборудование. Расчет оптовых цен осуществляется в соответствии с прейскурантом № 23—03.

В приведенных таблицах оптовых цен не учтена стоимость комплектующих изделий: приводов, арматуры, приборов, автоматики, торцевых и других уплотнений, а также колец Рашига и прочих видов насадок и устройств.

Расчетные условия:

1. При изготовлении сосудов и аппаратов из видов и марок металла, не указанных в таблицах, к оптовым ценам настоящего прейскуранта применяется доплата (скидка) в размере разницы в стоимости металла и в затратах по обработке.

2. Оптовые цены на сосуды и аппараты, указанные в таблицах, установлены на сварные конструкции цилиндрической формы с неотъемными крышками и без разъема корпусов с од-

ним люком (лазом), смотровым окном и тремя штуцерами с плоскими фланцами, а на теплообменные кожухотрубные аппараты типа ТН и ТЛ — с двумя разъемами корпуса с плоскими фланцами и четырьмя штуцерами для всех видов теплообменников.

При наличии в сосудах и аппаратах более указанного выше количества люков, лазов, штуцеров и разъемов корпуса с плоскими фланцами, а также при наличии разъемов, люков, фланцев и штуцеров с коваными или литыми фланцами к оптовым ценам соответствующих таблиц применяются доплаты в указанных в табл. 11.1 размерах.

3. Оптовые цены на нефтехимическую аппаратуру установлены исходя из стоимости и сортамента марок металла (табл. 11.2 и 11.3).

Оптовая цена прејскуранта на аппараты с рубашками, изготовленные из углеродистой стали, повышается на 5 %, из биметалла — на 3,5 %, из нержавеющей стали и цветных металлов — на 2 %. Теплообменные аппараты с кожухом из углеродистой стали и трубами из нержавеющей стали или других качественных сталей и цветных металлов расцениваются по группе теплообменников из нержавеющей стали или цветного металла соответствующей весовой подгруппы (со скидкой на разницу в стоимости металла по элементам, изготовленным из углеродистой стали). Расчеты следует вести для определения скидки по сумме весов тех элементов, которые изготавливаются только из углеродистой стали.

Аппараты теплообменные с диаметром и толщиной труб, не предусмотренных прејскурантом, исчисляются по ценам прејскуранта, но с доплатой или скидкой в рублях за 1 т готового изделия.

Оптовые цены на аппараты колонные с тарелками установлены исходя из расстояния между тарелками в 500 мм на 1 м рабочей высоты колонны. При меньшем расстоянии между тарелками к оптовым ценам осуществляется доплата (в процентах).

Выпарные аппараты со встроеными греющими камерами расцениваются как теплообменные аппараты соответствующих весовых групп. Выпарные аппараты с выносными греющими камерами расцениваются по элементам соответственно группам и весовым подгруппам прејскуранта.

Данные по оптовым ценам приведены в табл. 11.4—11.13.

Пример расчета оптовой цены.

Аппарат со сложным устройством \varnothing 2600 мм. Общий вес аппарата 12 т, в том числе: узлы из углеродистой стали ВСтЗсп5 — 3,0 т, нержавеющей стали толщиной 8 мм марок 12Х18Н10Т — 4 т и 12Х18Н9Т 3 т, чугуна СЧ-15 — 2 т. В аппарате два люка из нержавеющей стали \varnothing 500 и 400 мм и восемь штуцеров: три штуцера из углеродистой стали \varnothing 50 мм, два из

Таблица 11.1

Доплаты (в руб. и коп. за 1 кг)

Металл	Фланцы отъемных крышек и разъемов корпусов, люки, лазы, смотровые окна, штуцера	
	из листового металла	кованые и литые
Углеродистая сталь	0—73	1—76
Нержавеющая сталь, двухслойная сталь, цветные металлы	0—90	1—95
Титан	2—19	5—02

Таблица 11.2

Листовой металлопрокат и литье

Металл	Марка	Стоимость 1 т в руб.
Углеродистая сталь	ВСтЗсп5, 9—12 мм	140
Низколегированная сталь	09Г2С, 21—32 мм	173
Легированная качественная сталь	12ХМ, 52—60 мм	274
Никельсодержащая сталь	12Х18Н10Т, 9—12 мм	1020
	2,2—2,5 мм	1000
	10Х17Н13М2Т, 9—12 мм	1550
	08Х22Н6Т, 9—12 мм	1020
Медь	М2, М3, 5—12 мм	1310
Алюминий	АД, АД1, до 10,5 мм	1040
Титан	ВТ1—0,12—35 мм	4100

Таблица 11.3

Трубы

Металл	Марка	Стоимость	
		1 т металла в руб.	1 пог. м в руб. и коп.
Углеродистая сталь	Ст20, бесшовные холодно- деформированные	25 × 2,0	540 0—61
		25 × 2,5	453 0—63
		25 × 3,0	399 0—65
		48 × 4,0	270 1,17
		57 × 4,0	260 1—36

Металл	Марка	Стоимость	
		1 т металла в руб.	1 пог. м в руб. и коп.
Углеродистая сталь	Ст20, бесшовные, горяче- катанные		
	89 × 5,0	208	2—15
	108 × 5,0	206	2—61
	108 × 6,0	201	3—03
	133 × 6,0	198	3—72
	159 × 6,0	201	4—54
Низколегированная сталь	12X18H10T, бесшовные, холодно- деформированные		
	25 × 2,0	2 230	2—52
	25 × 3,0	2 031	3—31
	48 × 4,0	1 733	7—52
	57 × 4,0	1 696	8—87
	12X18H10T, бесшовные, горяче- деформированные		
	89 × 5,0	1 477	15—30
	76 × 5,0	1 497	13—10
	108 × 6,0	1 405	21—30
	133 × 6,0	1 378	25—90
	159 × 6,0	1 347	30—50
	102 × 6,0	1 407	20—00
	114 × 6,0	1 389	22—20
	127 × 8,0	1 337	31—40
	152 × 8,0	1 295	36—80
Медь	М2, М3 тянутые и холоднокатанные	1 340	—
Алюминий	32 × 2,0		
	АД0, АД1, АД круглые катанные	1 310	—
Титан	25 × 2,5		
	BT1—0, отожженные с травленной поверх- ностью 25 × 2,0	14 800	—

углеродистой стали \varnothing 100 мм, два из нержавеющей стали \varnothing 150 мм и один штуцер из нержавеющей стали \varnothing 250 мм.

Изделие следует расценить как аппарат из различных металлов по весовой подгруппе 12,0—20,0 т, соответствующей общему весу изделия 12 т.

Оптовая цена аппарата без доплат составит:

$$565 \cdot 3,0 + 1735 \cdot 7,0 + 695 \cdot 2,0 = 15\,230 \text{ руб.}$$

Доплаты:

а) разница в стоимости нержавеющей стали 12X18H9T и 12X18H10T. Коэффициент расхода по заводским нормам по стали 12X18H10T составляет 1,42, поэтому в расчет принимается предельный коэффициент 1,35, указанный в п. 10 расчетных условий (прейскуранта № 23-03, ч. 11)

$$(940 - 1020) \cdot 3 \cdot 1,35 = -324 \text{ руб.};$$

Оптовая цена (в руб.) за 1 т листовой стали

Металл	Марка	Толщина листа, мм				
		1	2	3	4	5
Сталь углеродистая качественная	10	194	177	171	—	—
	20	189	172	165	—	—
	40	191	175	168	—	—
Сталь низколегированная	12ГС	195	178	168	—	—
	09ГС2	200	181	171	—	—
	10ХСНД	272	253	243	—	—
Легированная	20Х	206	185	175	172	—
	10Г2	197	185	176	173	—
	30ХМ	249	227	218	215	—
Коррозионностойкая и жаростойкая	08Х13	567	521	501	494	490
	15Х28	740	693	671	664	661
	15Х25Т	779	730	708	701	698
	12Н18Н9	1090	1040	1020	1010	1010
	08Х18Н10	1330	1280	1250	1250	1240
	12Х18Н10Т	1260	1200	1180	1170	1170
	10Х17Н13М2Т	1810	1740	1720	1710	1710

Таблица 11.5

Оптовые цены на теплообменные кожухотрубные аппараты типа ТН и ТЛ

Удельная масса труб в общей массе аппарата, %, до	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

Кожух — ВСтЗсп5, трубы — Ст20

От 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	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

Кожух — ВСтЗсп5, трубы — 08Х22Н6Т

От 10—20	2105	1840	1650	1515	1430	1355	1275	1210	1160	1100
30	2155	1930	1765	1660	1580	1520	1450	1390	1355	1305
40	2215	2020	1890	1805	1730	1675	1615	1560	1530	1490
50	2290	2130	2020	1950	1885	1840	1795	1740	1700	1670
60	2385	2255	2160	2095	2040	2000	1950	1910	1885	1850
70	2500	2390	2300	2250	2200	2170	2130	2085	2065	2030
80	2640	2545	2465	2420	2380	2340	2305	2270	2240	2215

Продолжение таблицы 11.5

Удельная масса труб в общей массе аппарата, % до	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
Кожух — алюминий (до 10,0 мм), трубы — алюминий										
От 10—20	5050	4345	3835	3485	3235	3030	2800	2590	2535	2275
30	4645	4045	3605	3325	3195	2925	2730	2545	2420	2275
40	4280	3770	3415	3175	2980	2805	2645	2485	2375	2250
50	3960	3540	3245	3030	2870	2735	2590	2450	2325	2220
60	3685	3335	3090	2895	2760	2640	2500	2390	2305	2195
70	3455	3160	2935	2800	2655	2570	2450	2340	2270	2170
80	3280	3040	2830	2710	2585	2505	2395	2295	2225	2135

Таблица 11.6

Оптовые цены на теплообменные аппараты типа «труба в трубе»

Материал и размеры труб, мм		Масса изделия							
теплообменные	кожуховые	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
		Однопоточные							
Ст20	Ст20								
25 × 3	57 × 4	1870	1660	1485	—	—	—	—	—
48 × 4	89 × 5	—	1365	1225	1100	—	—	—	—
89 × 5	133 × 6	—	—	—	805	750	—	—	—
108 × 6	159 × 6	—	—	—	775	725	685	—	—
12X18H10T	Ст20								
25 × 3	57 × 4	2165	1945	1755	—	—	—	—	—
48 × 4	89 × 5	—	1765	1625	1485	—	—	—	—
89 × 5	133 × 6	—	—	—	1120	1065	—	—	—
108 × 6	159 × 6	—	—	—	1075	1025	980	—	—
12X18H10T	12X18H10T								
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	—	—
Многopotочные									
Ст20	Ст20								
48 × 4	89 × 5	—	—	—	930	870	820	780	725
57 × 4	108 × 5	—	—	—	860	810	760	725	675
12X18H10T	Ст20								
48 × 4	89 × 5	—	—	—	1300	1235	1180	1175	1115
57 × 4	108 × 5	—	—	—	1220	1160	1115	1105	1055

Примечания: 1. Цены на аппараты не указанных диаметров труб рассчитываются по ценам на аппараты ближайших больших диаметров теплообменных труб с применением к ценам скидок или доплат в размере разницы в стоимости труб.

2. Аппараты неразборные, выполненные из однопоточных элементов, оцениваются исходя из общей массы изделия, а не веса одного элемента.

Таблица 11.7

Оптовые цены на емкостные аппараты со сложными устройствами

Металл	Толщина стенки, мм	Масса изделия, т				
		до 0,35	0,35—0,75	0,75—1,4	1,4—2,3	2,3—3,8
Сталь углеродистая ВСтЗсп5	На все толщины	2 110	1 490	1 195	1 010	865
Сталь низколегированная 09Г2С, 16ГС	То же	2 565	1 810	1 450	1 225	1 045
Сталь нержавеющая 12Х18Н10Т, 08Х22Н6Т	До 4,0	4 045	3 185	2 775	2 510	2 300
Сталь нержавеющая 12Х18Н10Т, 08Х22Н6Т	От 4,0 и выше	3 825	3 005	2 610	2 360	2 160
Алюминий	До 10,0	6 400	4 780	4 010	3 515	3 130
	От 10,0 до 20,0	7 215	5 325	4 420	3 845	3 395
Титан	На все толщины	12 265	10 160	9 025	8 285	7 745
Чугун	То же	2 475	1 755	1 420	1 210	1 045

Металл	Толщина стенки, мм	Масса изделия, т				
		3,8—5,9	5,9—12,0	12,0—20,0	20,0—35,0	более 35,0
Сталь углеродистая ВСтЗсп5	На все толщины	760	665	565	500	420
Сталь низколегированная 09Г2С, 16ГС	То же	920	800	685	600	505
Сталь нержавеющая 12Х18Н10Т, 08Х22Н6Т	До 4,0	2 140	—	—	—	—
Сталь нержавеющая 12Х18Н10Т, 08Х22Н6Т	От 4,0 и выше	2 015	1 870	1 735	1 630	1 515
Алюминий	До 10,0	2 850	2 575	2 315	2 130	1 915
	От 10,0 до 20,0	3 070	2 760	2 450	2 240	1 990
Титан	На все толщины	7 340	6 940	6 535	6 210	5 860
Чугун	То же	930	815	695	615	515

Примечания: 1. К емкостным аппаратам со сложными устройствами относятся реакторы, автоклавы, хлораторы, сульфаторы, экстракторы, регенераторы, кристаллизаторы и другие аппараты.

2. По этой таблице расцениваются аппараты, в которых наружные и внутренние устройства занимают более 10 % от общей массы изделия (без учета веса рубашек).

Таблица 11.8

**Оптовые цены на колонные аппараты
(кроме колонн с тарелками из S-образных элементов
и клапанными прямоточными)**

Тип колонных аппаратов	Диаметр колонн, мм									
	до 400	400—500	500—800	800—1200	1200—1600	1600—2200	2200—2600	2600—3200	3200—4000	более 4000
Сталь углеродистая ВСтЗсп5										
С решетчатыми или ситчатыми тарелками	1 430	1 295	1 160	1 020	920	845	785	735	805	855
Насадочные	1 315	1 195	1 070	945	855	780	735	680	740	795
С капсульными колпачками	1 550	1 405	1 255	1 105	990	910	845	785	860	930
Сложные	1 700	1 540	1 375	1 210	1 080	985	920	850	925	1 000
Сталь нержавеющая 12Х18Н10Т, 08Х22Н6Т										
С решетчатыми или ситчатыми тарелками	3 000	2 805	2 600	2 385	2 225	2 095	2 005	1 925	2 005	2 025
Насадочные	2 845	2 660	2 385	2 275	2 120	2 000	1 920	1 845	1 910	1 935
С капсульными колпачками	3 115	2 905	2 685	2 455	2 280	2 145	2 045	1 960	2 050	2 085
Сложные	3 385	3 155	2 915	2 665	2 460	2 310	2 210	2 110	2 195	2 235
Т и т а н										
С решетчатыми или ситчатыми тарелками	10 155	9 565	8 995	8 315	7 785	7 395	7 110	6 880	7 060	7 050
Насадочные	9 680	9 140	8 610	7 985	7 475	7 110	6 850	6 620	6 780	6 770
С капсульными колпачками	10 335	9 705	9 100	8 390	7 825	7 420	7 125	6 865	7 080	7 115
Сложные	11 280	10 600	9 935	9 155	8 515	8 075	7 745	7 465	7 665	7 705
Ч у г у н										
С решетчатыми или ситчатыми тарелками	—	—	—	1 255	1 130	1 035	960	895	985	1 060
Насадочные	—	—	—	1 165	1 045	955	890	825	910	985
С капсульными колпачками	—	—	—	1 365	1 230	1 120	1 040	965	1 060	1 155
Сложные	—	—	—	1 505	1 335	1 220	1 130	1 045	1 150	1 245

Примечания: 1. Колонные аппараты с двумя и более проходными сечениями расцениваются по тому диаметру, в котором находится большее число тарелок.

2. Колонные аппараты, в которых применяются тарелки разных конструкций, расцениваются применительно к конструкции тарелок преобладающей массы.

3. К сложным комбинированным колоннам относятся колонны, имеющие устройства для отвода и подвода теплоты: змеевики, встроенные теплообменники и другие устройства.

**Оптовые цены на корпуса колонных аппаратов
с тарелками из S-образных элементов и клапанными
прямоточными (на все толщины корпуса)**

Вес корпуса, т	Диаметр колонн, мм									
	до 1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800

Сталь углеродистая ВСтЗсп5

До 12,0	610	595	590	575	565	550	545	530	520	505
12,0—20,0	555	535	535	525	515	500	495	485	475	465
20,0—35,0	530	515	505	496	490	475	470	455	450	440
Более 35,0	500	484	480	470	460	455	445	435	430	420

Сталь низколегированная 09Г2С, 16ГС

До 12,0	735	725	710	695	685	670	660	640	625	610
12,0—20,0	670	655	650	630	620	610	595	580	575	555
20,0—35,0	635	620	615	595	590	575	560	550	540	535
Более 35,0	605	590	580	570	555	545	540	525	515	510

Сталь двухслойная ВСтЗсп5 + 08Х13

До 12,0	1475	1455	1440	1420	1400	1380	1365	1345	1325	1305
12,0—20,0	1375	1355	1340	1325	1310	1290	1280	1260	1245	1230
20,0—35,0	1330	1305	1290	1270	1265	1245	1230	1210	1205	1190
Более 35,0	1280	1260	1250	1225	1220	1205	1200	1180	1165	1150

Сталь углеродистая ВСтЗсп5

До 12,0	500	510	530	550	575	600	640
12,0—20,0	550	470	485	500	520	545	580
20,0—35,0	435	450	460	475	495	520	545
Более 35,0	415	430	440	450	465	490	520

Сталь низколегированная 09Г2С, 16ГС

До 12,0	600	620	635	665	695	730	775
12,0—20,0	550	565	580	605	625	660	695
20,0—35,0	525	540	555	575	595	625	655
Более 35,0	500	515	530	545	560	590	620

Сталь двухслойная ВСтЗсп5 + 08Х13

До 12,0	1290	1310	1340	1375	1410	1450	1505
12,0—20,0	1215	1235	1255	1285	1320	1355	1400
20,0—35,0	1185	1200	1220	1240	1265	1310	1350
Более 35,0	1145	1160	1180	1200	1220	1255	1300

Таблица 11.10

**Оптовые цены на тарелки из S-образных элементов
и клапанные прямооточные**

Тип тарелок	Диаметр тарелок, мм								
	до 1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600
Тарелки из S-образных элементов									
Из углеродистой стали ВСтЗсп5	2100	1985	1895	1810	1730	1660	1610	1565	1540
Из коррозионно- стойкой стали 08Х13	2820	2670	2545	2435	2335	2240	2180	2120	2085
Тарелки клапанные прямооточные									
Из углеродистой стали ВСтЗсп5	2105	1980	1875	1795	1720	1640	1585	1590	1580
Из коррозионно- стойкой стали 08Х13	3360	3165	3010	2870	2745	2630	2550	2480	2450

Продолжение табл. 11.10

Тип тарелок	Диаметр тарелок, мм							
	2800	3000	3200	3400	3600	3800	4000	более 4000
Тарелки из S-образных элементов								
Из углеродистой стали ВСтЗсп5	1490	1470	1485	1505	1530	1560	1585	1705
Из коррозионно- стойкой стали 08Х13	2020	1995	2020	2045	2075	2100	2140	2305
Тарелки клапанные прямооточные								
Из углеродистой стали ВСтЗсп5	1580	1580	1595	1605	1620	1640	1665	1640
Из коррозионно- стойкой стали 08Х13	2340	2315	2320	2340	2360	2390	2430	2630

Примечания: 1. Цена аппарата определяется как сумма цен тарелок и корпуса.

2. При изготовлении колонн с разными диаметрами цены на тарелки определяются по каждому диаметру, цены на корпуса — по диаметру и весу соответствующей части корпуса.

3. Цена 1 т клапанных прямооточных тарелок из углеродистой стали определена из стоимости клапанов и полотна из стали 08Х13, цена 1 т тарелок из S-образных элементов из углеродистой стали определена исходя из стоимости S-образного профиля из стали 08Х13.

Оптовые цены на стандартизованное химическое оборудование

Изделие	Марка, тип	Краткая техническая характеристика						Масса, кг	Оптовая цена в руб. за 1 шт.
		площадь поверхности фильтра, м ²	диаметр барабана, мм	длина барабана, мм	материал основных сборочных единиц	габаритные размеры, мм			
Фильтры вакуумные барабанные ячейковые	БОУ 5-1,75	5	1 750	960	Серый чугун, Углеродистая сталь	2980×2410×2650	4 990	7 470	
	БОУ 10-2,6	10	2 600	1 350		3420×3320×3415	7 858	8 750	
	БОУ 20-2,6	20	2 600	2 702		4750×3230×3830	12 955	12 800	
	БОУ 40-3-4	40	3 000	4 400	Барабан — Серый чугун + Вст3сп2	6660×4300×3640	17 880	25 800	
Фильтры вакуумные дисковые	БОУ 40-3-12	40	3 000	4 400				32 900	
	БОК 3-1,75	3	1 750	630	Сталь 08Х22Н6Т	2200×2420×2550	2 176	9 200	
	БОК 5-1,75	5	1 750	1 000		2570×2420×2550	2 500	10 900	
	БОК 10-2,6	10	2 600	1 350		3000×3230×3370	5 190	15 200	
	БОК 20-2,6	20	2 600	2 600		4750×3230×3330	7 108	21 000	
	ДУ9-1,8	9	1 800		Исполнение Ду т3сп2 и чугун	2900×2900×2200	4 626	5 500	
	ДК9-1,8	9	1 800		ДУ, сталь	3700×2900×2200	4 332	11 100	
	ДК18-1,8	18	1 800		12Х18Н10Т ДК	4450×2900×2200	5 152	12 600	
Фильтр-прессы камерные	ДУ27-1,8	27	1 800				6 766	7 500	
	ДК27-1,8	27	1 800				6 002	15 000	
	ФК1Мм52-800/33У	52	—	—	Чугун Сч 18 36, резина гр. ВС	6300×1350×1900	9 580	5 400	
	ФК1Мм87-1000/35У	87	—	—			23 080	14 600	
Фильтр-прессы автоматические камерные	1-ФПАКМ-2,5К1,0	2,5	—	—	12Х18Н10Т	7000×1760×2500	6 150	17 000	
	1-ФПАКМ-5К1,0	5	—	—	12Х18Н10Т	2660×1760×2620	7 270	21 600	
	1-ФПАКМ-12,5К1,0	12,5	—	—	12Х18Н10Т	2660×1760×3400	11 740	24 700	
	1-ФПАКМ-25К1,0	25	—	—	То же	3780×2150×3140	15 175	30 800	
1-ФПАКМ-50К1,0	50	—	—		4500×2880×5535	26 030	51 600		

Оптовые цены на центрифуги

Таблица 11.12

Марка, тип	Материал основных сборочных единиц	R _{бэр} , мм	ш., об/мин	Фр	Электродвигатель		Масса, кг	Оптовая цена, руб
					тип	мощность, кВт		
Центрифуги осадительные и фильтрующие со шнековой выгрузкой осадка								
ОГШ-202К-03	10X17H13M3T	200	6 000	4 000	В100L2У3	5,5	685	5 800
ОГШ-352К-01	10X17H13M3T	350	4 250	3 535	В112M2У3	7,5	1 020	11 600
ОГШ-352Т-09	Сплав ВТ1-0	350	4 000	3 140	В180M2У3	30,0	1 950	23 200
ОГШ-501К-09	12X18H10T	500	2 650	1 960	4A250S4У3	75,0	8 465	31 800
ОГШ-802К-04	12X18H10T	800	1 650	1 220	В250S4У3	75,0	8 310	48 000
ФФГШ-401К-04	12X18H10T, углеродистая сталь	400	2 575	1 500	4A160M2У3	18,5	1 350	12 200
Центрифуги осадительные и фильтрующие горизонтальные с ножевой выгрузкой осадка								
ОГН-903К-01	12X18H10T	900	1 700	1 450	BAO-72-4У2 В100S6	32,2	9 900	20 400
ФГН-633К-01	12X18H10T	630	2 390	2 000	В180S4 и В71A4	22,5	6 030	18 000
ФГН-903К-01	12X18H10T	900	1 500	1 130	BAO 82-6	32,2	10 560	20 200
ФГН-1253К-02	12X18H10T	1 250	1 000	710	В100L6, В63B2	42,8	8 680	37 000
ФГН-2001К-01	12X18H10T, углеродистая сталь	2 000	725	600	АО2-91-4 АО2-36-6, В63АЧ и ЧА71—84	77,8	17 730	61 800
Центрифуги фильтрующие горизонтальные с выгрузкой осадка поршнем								
1/2 ФГП-401К-04	12X18H10T, 08X13	400	1 600	570	4A132M4У3 4A1326У3	11 7,5	4 423	10 500
1/2 ФГП-631К-02	10X17H13M3T	630	1 300	595	4A132M4У3 4A132S6У3	11 7,5	5 200	15 200
1/2 ФГП-809К-05	12X18H10T, 08X13	800	1 200	644	В180M4У3 В180S2У3	30,0	12 940	25 400
1/2 ФГП-1201К-03	10X17HВ3M3T	1 200	750	377	4A200M4У3 4A200M4У3	37,0	18 876	52 700

Оптовые цены на барабанные сушилки

Тип, марка	Размеры барабана, мм		Частота вращения барабана, об/мин	Электродвигатель		Масса, кг	Цена в руб. за 1 шт.
	диаметр	длина		тип	мощность, кВт		
БН1-4НУ-01	1 000	4 000	4-5-8	АО2-61-8/6/4У3	3,8-4,8-6,0	5 800	3 980
БН1,2-6НУ-01	1 200	6 000	4-5-8	АО2-62-8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	8 500	5 200
БН1,2-10НУ-01	1 200	10 000	4-5-8	АО2-62-8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	10 000	5 800
БН1,6-8НУ-01	1 600	8 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	16 900	8 400
БН1,6-12НУ-01	1 600	12 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	19 600	9 300
С лопастной насадкой							
БН1-4НУ-02	1 000	4 000	4-5-8	АО2-61/8/6/4У3	3,8-4,8-6,0	5 800	3 700
БН1,2-6НУ-02	1 200	6 000	4-5-8	АО2-62-8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	8 500	5 000
БН1,2-10НУ-02	1 200	10 000	4-5-8	АО2-62-8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	10 000	5 200
БН1,6-8НУ-02	1 600	8 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	16 900	8 000
БН1,6-12НУ-02	1 600	12 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	19 600	9 000
С лопастно-секторной насадкой							
БН1-4НУ-03	1 000	4 000	4-5-8	АО2-61-8/6/4У3	3,8-4,8-6,0	5 800	3 900
БН1,2-6НУ-03	1 200	6 000	4-5-8	АО2-62/8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	8 500	5 200
БН1,2-10НУ-03	1 200	10 000	4-5-8	АО2-62-8/6/4У3	4,8-5,7-7,5	10 000	5 500
БН1,6-8НУ-03	1 600	8 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	16 900	8 200
БН1,6-12НУ-03	1 600	12 000	3-4-6	АО2-81-8/6/4У3	13-15-19	19 600	9 200
БН2-8НУ-03	2 000	8 000	3-4-6	АО2-82-8/6/4У3	17-20-25	25 100	10 700
БН2-12НУ-03	2 000	12 000	2-4-6	АО2-82-8/6/4У3	17-20-25	29 100	12 000
БН2,2-12НУ-03	2 200	12 000	3-4-6	АО2-82-8/6/4У3	17-20-25	33 800	14 400
БН2,5-14НУ-03	25 000	14 000	2-3-4-6	АО102-12/8/6/4	24-57,5-55-75	85 000	44 800
БН2,8-14НУ-03	2 800	14 000	2-3-4-6	АО102-12/8/6/4	24-57,5-55-75	102 000	53 400
БН2,8-20НУ-03	2 800	20 000	2-3-4-6	АО103-12/8/6/4	32-50-72-100	111 610	67 400
БН3-18НУ-03	3 000	18 000	2-3-4-6	АО104-12/8/6/4	40-62,5-90-125	129 520	77 400
БН3,2-18НУ-03	3 200	18 000	2-3-4-6	АО113-12/8/6/4	50-75-100-150	145 650	81 100
БН3,5-18НУ-03	3 500	18 000	2-3-4-6	АО114-12/8/6/4	60-90-120-200	165 040	101 200

Примечания: 1. Сушилки поставляются без грузозащитных и разгрузочных камер.
 2. Стоимость и вес этих камер в оптовой цене и массе не учтены.
 3. Материал основных сборочных единиц — углеродистая сталь.

б) за люки (в расчет включается люк с меньшим сечением в свету, т. е. \varnothing 400 мм, весом 75 кг):

$$75 \cdot 0,9 = 67,5 \text{ руб.}$$

в) за штуцера (в расчет включаются штуцера с меньшим сечением в свету) из углеродистой стали: три штуцера \varnothing 50 мм весом 7 кг каждый и два штуцера \varnothing 100 мм весом 25 кг каждый.):

$$(7 \cdot 3 + 25 \cdot 2) \cdot 0,73 = 51,8 \text{ руб.}$$

Всего цена аппарата с доплатами составит

$$15\,230 + (-324) + 67,5 + 51,8 = 15\,025 \text{ руб.}$$

Определение энергетических затрат. 1. Затраты на электроэнергию.

Часовой расход электроэнергии определяется по формуле

$$N = N_1 + N_2 + N_3 + \dots + N_n,$$

где $N_1, N_2, N_3, \dots, N_n$ — мощность электродвигателей для обслуживания аппарата или установки, кВт.

Затраты на электроэнергию (в руб.)

$$Z_э = N \cdot 0,013 / G_{пр}.$$

Здесь 0,013 — стоимость 1 кВт·ч электроэнергии, руб.; $G_{пр}$ — производительность аппарата по готовой продукции, т/ч.

2. Затраты на пар.

Из тепловых балансов определяем расход пара в аппарате или на все аппараты установки (в т/ч):

$$G_{п} = G_{п_1} + G_{п_2} + G_{п_3} + \dots + G_{п_n}.$$

Затраты на пар составят

$$Z_{п} = G_{п} Z / G_{пр},$$

где Z — стоимость 1 т пара, руб.

3. Затраты на воду.

Расход воды на аппарат или на все аппараты установки (в $\text{м}^3/\text{ч}$):

$$W = W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n.$$

Затраты на воду:

$$Z_{в} = (W / G_{пр}) \cdot 0,03,$$

где 0,03 — стоимость 1 м^3 артезианской или речной воды, руб.

4. Затраты на топливо Z_T (газ, уголь, мазут) выполняют аналогично предыдущим расчетам.

5. Расход сжатого воздуха или азота обычно задают. Стоимость 1000 м^3 сжатого воздуха — 3 руб., азота — 8 руб.

СОДЕРЖАНИЕ И ОБЪЕМ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект по процессам и аппаратам химической технологии состоит из пояснительной записки и графической части.

12.1. СОДЕРЖАНИЕ И ОФОРМЛЕНИЕ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

Пояснительная записка курсового проекта должна содержать все исходные расчетные и графические (вспомогательные) материалы, оформленные в определенной последовательности:

Титульный лист.

Задание на проектирование.

Содержание (оглавление).

Введение.

1. Технологическая часть.

1.1. Теоретические основы процесса.

1.2. Сравнительная характеристика и выбор технологической схемы установки и основного оборудования.

1.3. Описание технологической схемы установки с КИП и А.

1.4. Устройство, принцип работы основного аппарата.

1.5. Техника безопасности при обслуживании оборудования.

2. Расчетная часть.

2.1. Материальный баланс.

2.2. Тепловой баланс.

2.3. Технологический расчет основного аппарата.

2.4. Расчет и выбор вспомогательного оборудования.

2.5. Гидравлический расчет аппаратов.

3. Экономическая часть.

3.1. Расчет стоимости аппарата.

3.2. Расчет стоимости энергоресурсов на 1 т готовой продукции.

Выводы.

Список использованной литературы.

Пояснительная записка вкладывается в обложку, на которой помещается этикетка (рис. 12.1), включающая обозначение документа. Согласно ГОСТ 2.201-80, обозначение неосновного конструкторского документа должно быть следующей структуры:

XXXX	XXXXXX	XXX	XXXX
(1 группа)	(2 группа)	(3 группа)	(4 группа)

Первая группа обозначений в учебной документации представляет код учебного заведения. Первые два знака отражают номер предмета по учебному плану данной специальности, вто-

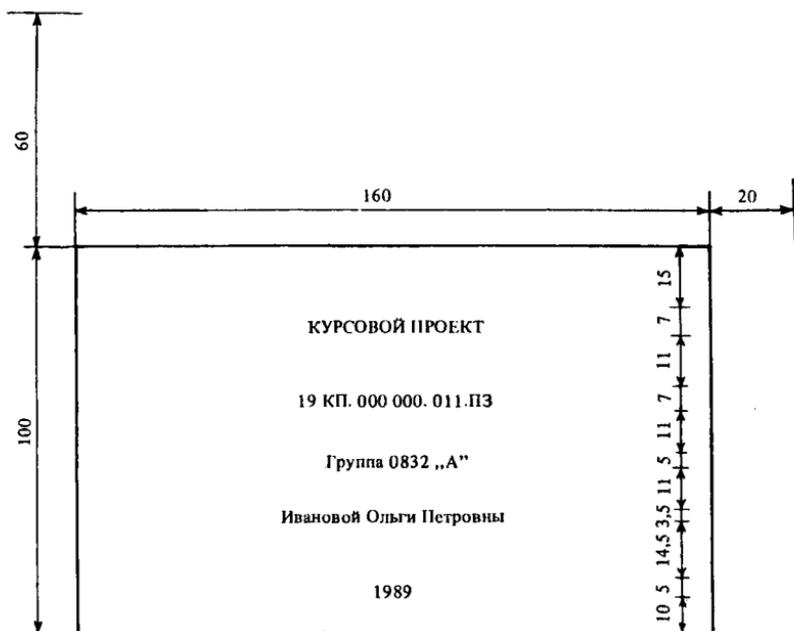


Рис. 12.1. Пример выполнения этикетки.

Примечания: 1. Рамка на белом листе не выполняется, текст выполняется на поле 160×100 мм. 2. Далее, где не указан номер шрифта, текст выполняется шрифтом 3,5 мм, расстояние между строками — 8 мм

рые два знака — код вида разрабатываемого документа (19КП; КП — курсовой проект).

Вторая группа обозначения — код классификационной характеристики, который присваивают конструкторскому документу по классификатору ЕСКД. В учебном заведении должны быть сборники нужных классов классификатора ЕСКД, в которых исполнители документа смогут выбрать необходимый класс, подгруппу и вид. Если на первых порах классификатора ЕСКД нет, допускается вместо кода классификационной характеристики ставить нули. На неконструкторских документах вместо второй группы также ставят нули (000000).

Третья группа обозначения документа состоит из трех знаков и представляет собой порядковый регистрационный номер документа (задания). Например, 011 (задание 11).

Четвертая группа обозначения — шифр документа. Например, ПЗ — пояснительная записка, СБ — сборочный чертеж (если сборочных чертежа два, то первому присваивают шифр СБ1, а второму — СБ2).

Таким образом, обозначение пояснительной записки (рис. 12.1) — 19КП.000000.011.ПЗ.

Титульный лист. Пример выполнения титульного листа приведен на рис. 12.2, пример выполнения листа «Содержание» — на рис. 12.3.

Введение. В этом разделе необходимо отразить развитие химического машиностроения и химической промышленности в СССР, развитие производства продукта, получение которого обусловлено заданием на проектирование.

Теоретические основы процесса. В этом разделе необходимо кратко описать сущность и назначение процесса, статику и кинетику процесса, влияние различных факторов на процесс и пути его интенсификации, движущую силу процесса и способы ее увеличения, конкретные особенности проведения процесса получения продукта, который обусловлен заданием на проектирование (из специальной литературы).

Сравнительная характеристика и выбор технологической схемы установки и основного оборудования. В этом разделе на основе технико-экономической оценки различных технологических схем получения заданного продукта и аппаратов обосновывается выбор технологической схемы и конструкции основного аппарата.

Описание технологической схемы установки. Приводится принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов), технологических параметров процесса в системе СИ. Примеры графического исполнения схем приведены в предыдущих главах.

Устройство, принцип работы основного аппарата. Приводится аппарат и его описание с указанием позиций сборочных единиц, деталей, стандартных изделий. Кратко описывается принцип работы аппарата. Приводятся данные по обоснованию выбора материала, из которого будет изготавливаться аппарат, входящий в технологическую схему установки.

Техника безопасности при обслуживании оборудования. В этом разделе указываются возможные опасности при обслуживании установки, меры безопасного ведения процесса. Приводится характеристика перерабатываемых веществ с точки зрения воздействия их на организм человека, предельно-допустимые концентрации веществ в рабочей зоне, меры защиты органов дыхания и кожных покровов человека.

Расчетная часть. Задачей материального баланса является определение расхода материальных потоков, необходимых концентраций, теплового баланса — определение расхода нагревающих и охлаждающих агентов. Технологический расчет аппаратов выполняется с целью определения их основных размеров (диаметра, высоты, площади поверхности теплопередачи и т. д.). После определения основных размеров аппарата, он выбирается по нормативным документам — ГОСТу, ОСТу и т. д. Далее рассчитываются или выбираются остальные элементы аппаратов

Министерство химической промышленности СССР Управление кадров и учебных заведений Славянский химико-механический техникум СХМТ	10 5 65 7 5 5 3,5 7 7 65 10,5
УСТАНОВКА АБСОРБИЦИОННАЯ Пояснительная записка к курсовому проекту 19 КП. 000. 000. 011. ПЗ	
	Руководитель проекта Подпись Ю. Н. Жуков Дата Разработал учащаяся Подпись О. П. Иванова Дата
1989	

Рис. 12.2. Пример выполнения титульного листа

СОДЕРЖАНИЕ					10		
Задание для курсового проектирования							
Введение							
1. Технологическая часть							
1.1							
1.2.							
1.3.							
2. Расчетная часть							
2.1							
2.2							
2.3							
3. Экономическая часть							
3.1							
3.2							
Выводы							
Список использованной литературы							
КОНЕЦ ТЕКСТА					10		
19 КП. 000 000. 011. ПЗ					15 15 20		
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лит	Лист	Листов
Разраб.	Иванова						
Провер.	Жуков						
Н. конт.	Петров				5 5 5	СХМТ Группа 0832 „А“	

Рис. 12.3. Пример выполнения листа «Содержание»

(перемешивающие устройства, штуцеры, крышки и т. д.). При необходимости в этом разделе выполняется расчет тепловой изоляции. Необходимые для выполнения расчетов физико-химические свойства перерабатываемых веществ (плотность, теплоемкость, вязкость и др.) находят по справочникам или рассчитывают по формулам. В этом же разделе выполняется расчет остальных аппаратов установки (теплообменников, циклонов, барометрических конденсаторов и др.) и выбор их по каталогам и ГОСТам. Расчет гидравлического сопротивления аппаратов и трубопроводов осуществляется для расчета и выбора машин, перемещающих жидкости и газы (насосов, вентиляторов, компрессоров). Емкостное оборудование для хранения сырья и продукции рассчитывается и подбирается по нормальям, каталогам или ГОСТам с учетом конкретных условий их работы. Все расчеты должны выполняться в Международной системе единиц измерений (СИ).

Экономический расчет выполняется с целью определения стоимости основного аппарата и энергоресурсов (пара, воды, электроэнергии).

Выводы. Заканчивая пояснительную записку к курсовому проекту проектант должен дать анализ полученных результатов, их соответствия заданию на проект, указать, что предложено проектом по охране окружающей среды от вредных выбросов установки при получении продуктов, обусловленных заданием на проектирование.

Список использованной литературы. В список литературы включают все использованные источники. Располагают их в порядке упоминания в тексте или по алфавиту (по фамилии первого автора работы или по названию технического документа или справочника). Порядок описания источников подробно изложен в ГОСТ 7.1—76. Описание книги обязательно должно содержать: фамилии и инициалы авторов, название книги, сведения о повторности издания, издательство и год издания, количество страниц. Если книга написана двумя или тремя авторами, то их фамилии с инициалами указываются в той последовательности, в какой они приведены в книге; перед фамилией последующего автора ставят запятую. При наличии четырех и более авторов произведение описывают по заглавию. Допускается указывать фамилии и инициалы первых трех авторов и слова «и др.». Заглавие книги следует указывать в том виде, в каком оно указано на титульной странице. Город (место) издания необходимо приводить полностью в именительном падеже, сокращая названия только двух городов — Москвы (М.) и Ленинграда (Л.). Название издательства пишут в именительном падеже, год издания — цифрами без слова «год».

Описывая статью из сериального издания (журнала, газеты) приводят фамилии и инициалы авторов статьи, ее название, наи-

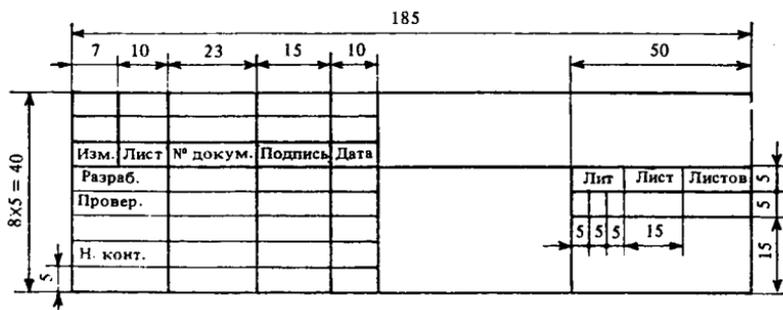


Рис. 12.4. Основная надпись для первого листа документа

менование издания, номер издания и страницы используемого материала (для газеты — дату ее выхода).

Описывая использованный стандарт, дают наименование документа, цифровое его обозначение, название, дату введения и срок действия (если он имеется).

Оформление пояснительной записки должно отвечать требованиям Единой системы конструкторской документации (ЕСКД). Пояснительная записка выполняется рукописным или машинописным способом на писчей бумаге формата А4 (297 × 210). При необходимости можно использовать вкладыши формата А3 (297 × 420), складывая их в формат А4 изображением наружу.

Пояснительная записка должна иметь основные надписи, расположенные в правом нижнем углу. Основные надписи бывают двух видов: для первого листа документа (рис. 12.4) и для последующих листов (рис. 12.5).

Каждый лист пояснительной записки должен иметь рамку черного цвета, выполненную типографским способом или вручную тушью, чернилами либо пастой в зависимости от того, как выполнен текст документа. Рамку наносят сплошной основной линией на расстоянии 20 мм от левой границы формата и 5 мм от остальных границ формата.

От рамки до границы текста в начале строк следует оставлять 5 мм, в конце строк — не менее 3 мм. Расстояние от верхней или нижней строки текста соответственно до верхней или нижней рамки должно быть не менее 10 мм. Абзацы в тексте на-

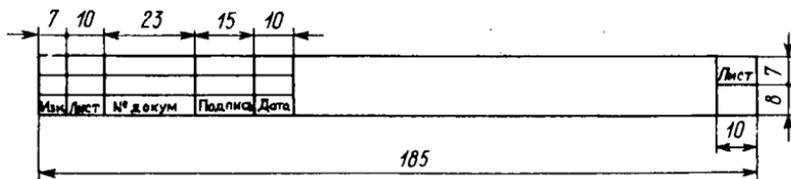


Рис. 12.5. Основная надпись для последующих листов документа

чинают отступом, равным 15—17 мм. От текста до следующего заголовка, а также от заголовка до следующего после него текста при рукописном способе расстояние должно быть 15 мм, а при машинописном — трем интервалам. Расстояние между заголовками раздела и подраздела — 8 мм. Если заголовок занимает более чем одну строку, то расстояние между строками заголовка при рукописном способе должно быть 8 мм.

Страницы записки нумеруются, а в содержании указываются номера страниц, соответствующие началу каждого раздела, подраздела, пункта, подпункта записки. Наименования разделов, подразделов, пунктов и подпунктов должны быть краткими и соответствовать содержанию. Наименования разделов нужно записывать в виде заголовков симметрично тексту прописными буквами шрифта при рукописном исполнении — буквами высотой 7 мм. Наименования подразделов и пунктов пишут в виде заголовков с абзаца строчными буквами шрифта, кроме первой прописной (при рукописном исполнении высота букв наименований подразделов составляет 5 мм, наименований пунктов — 3,5 мм). Переносы слов в заголовках не допускаются. Точку в конце заголовка не ставят.

Терминология и определения в записке должны быть едиными и соответствовать установленным стандартам, а при их отсутствии — общепринятым в научно-технической литературе. Не разрешается применять в тексте сокращения слов, кроме установленных ГОСТ 2.316—68 и ГОСТ 7.12—77.

В текстовом документе нужно давать ссылки на источники. Ссылка содержит номер источника, взятый из списка, номер тома, если он есть, и, в необходимых случаях, страницу, например: «25», «19, с. 34», «12, т. 2, с. 75». Ссылки на подразделы, пункты, таблицы и иллюстрации, позанименованные из других источников, не допускаются. Если исполнитель ссылается на уже полученные в своей работе исходящие или расчетные данные, упоминавшиеся ранее, то ссылки в круглых скобках содержат сокращенное слово «смотри» страницу, рисунок и т. п., например: «см. с. 15», «см. табл. 10».

Формулы в записке нумеруют арабскими цифрами в пределах раздела. Номер формулы состоит из номера раздела и порядкового номера формулы, разделенных точкой. Формулу с ее решением вписывают в следующем порядке. Записывают формулу, с новой строки пишут слово «где», после которого вписывают символы, входящие в основную формулу, с известными числовыми значениями и пояснениями. Раскрывают содержание промежуточных формул, а затем пишут: «найденные числовые значения подставляем в формулу» в скобках указывают номер основной формулы «и получаем результат». С новой строки ставят символ основной формулы, затем знак равенства, подставляют числовые значения, снова ставят знак равенства, а после

этого — результат вычислений, единицу в сокращенном виде и точку.

Пример. Определяем значение критерия Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{\omega d \rho}{\mu},$$

где ω — скорость жидкости в трубопроводе, м/с; $d = 0,15$ м — диаметр трубопровода; $\rho = 1000$ кг/м³ — плотность воды при $t \approx 20^\circ\text{C}$ [4, с. 512]; $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с — вязкость воды при $t = 20^\circ\text{C}$ [4, с. 514].

Определяем скорость движения жидкости в трубопроводе:

$$\omega = 4V/(\pi d^2) = 4 \cdot 0,0232/(3,14 \cdot 0,15^2) = 1,31 \text{ м/с},$$

где $V = 0,0232$ м³/с — расход жидкости по заданию; $\pi = 3,14$.

Найденные данные подставляем в формулу

$$\text{Re} = \frac{1,31 \cdot 0,15 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 196\,000.$$

Количество иллюстраций (графики, схемы, чертежи, фотографии) и приложений должно быть достаточным для пояснения излагаемого текста. Все иллюстрации именуются рисунками, нумеруются и располагаются после ссылки на них. Если иллюстраций в документе более одной, их нумеруют в пределах раздела арабскими цифрами в том же порядке, как и формулы. При необходимости иллюстрации могут иметь наименование и поясняющие данные (подрисовочный текст). Согласно ГОСТ 2.105—79, наименование помещают над иллюстрацией, а поясняющие данные — под ней. Номер иллюстрации располагают ниже поясняющих данных.

Цифровой материал, как правило, для компактности, наглядности и сопоставимости оформляют в виде таблиц. Если таблиц в документе больше одной, их нумеруют в пределах раздела арабскими цифрами. Над правым углом таблицы помещают надпись «Таблица...» с указанием ее номера. Под надписью, отступив 8 мм, помещают заголовок таблицы. Если параметры одной графы таблицы имеют одинаковые значения в двух и более последующих строках, то допускается этот параметр вписывать в таблицу для этих строк один раз. Повторяющийся в графе текст, если он состоит из одного слова, допускается заменять кавычками. Если повторяющийся текст состоит из двух и более слов, то при первом повторении его заменяют словами «то же», а далее — кавычками.

12.2. ОФОРМЛЕНИЕ ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Графическая часть курсового проекта состоит из технологической схемы с КИП и А и чертежей общих видов основных аппаратов. Она должна удовлетворять требованиям ЕСКД, предъявляемым к выполнению технического проекта.

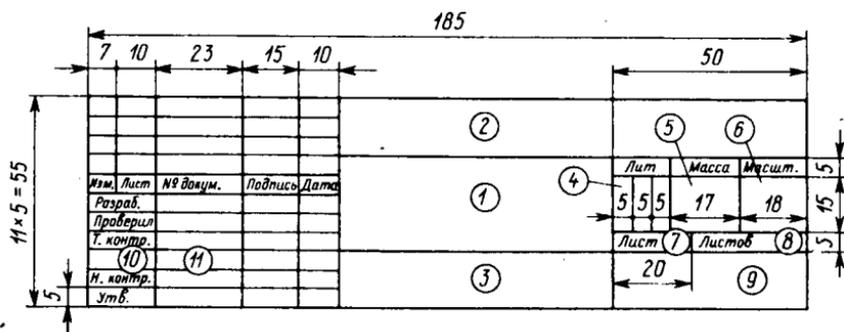


Рис. 12.6. Основная надпись на чертеже

Общие требования. Технологическая схема и общий вид аппарата выполняются, как правило, на листах чертежной бумаги основного формата А1, 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	Размеры сторон формата, мм
А0	841 × 1189
А1	594 × 841
А2	420 × 594
А3	297 × 420
А4	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, А0 × 2, А4 × 8 и т. д. Используемые кратности при образовании дополнительных форматов определены ГОСТом 2.301—68.

Формат должен иметь рамку и основную надпись, которые вычерчиваются сплошной основной линией, толщина которой должна быть в пределах от 0,5 до 1,4 мм в зависимости от величины и сложности изображения, а также от формата чертежа.

Линии рамки располагают от левой кромки формата на расстоянии 20 мм, а от остальных кромок — на 5 мм.

Основная надпись в соответствии с ГОСТ 2.104—68 располагается в правом нижнем углу чертежа. Размеры основной надписи указаны на рис. 12.6.

Кроме того, в верхней части листа располагается дополнительная графа размером 70 × 14 мм (предназначенная для повторной записи обозначения чертежа, которое приводится в основной надписи).

В графах основной надписи (номера граф показаны в скобках) указывают:

в графе 1 — наименование изделия в именительном падеже единственного числа; в наименовании, состоящем из нескольких слов, на первом месте помещают имя существительное; под наименованием изделия записывается вид чертежа;

в графе 2 — обозначение документа;

в графе 3 — обозначение материала детали (графу заполняют только на чертежах деталей);

в графе 4 — литеру, присвоенную данному документу;

в графе 5 — массу изделия, указанную в килограммах без указания единицы измерения (допускается указывать массу в других единицах измерения с указанием их, например: 0,25 т);

в графе 6 — масштаб (представляется в соответствии с ГОСТ 2.302—68 и ГОСТ 2.109—73);

в графе 7 — порядковый номер листа на документах, состоящих из одного листа, графу не заполняют);

в графе 8 — общее количество листов документа (графу заполняют только на первом листе);

в графе 9 — наименование или различительный индекс предприятия учебного заведения, выпускающего документ;

в графе 10 — характер работы, выполняемой лицом, подписывающим документ, в соответствии с рис. 12.0. Свободную строку заполняют по усмотрению разработчика, например: «Руководитель», «Начальник лаборатории», «Распечатал». (При выполнении курсового проекта заполняются только графы «Разраб.», «Пров.» и «Н. контроль».).

в графе 11 — фамилии лиц, подписавших документ.

Обозначение чертежей курсового проекта принято таким же, как и пояснительной записки с заменой букв ПЗ (пояснительная записка) на группы букв, характеризующих вид чертежа: ВО — чертеж общего вида, ТЗ — технологическая схема.

Технологические схемы. В связи с отсутствием в ГОСТ 2.701—76 «Схемы. Виды и типы. Общие требования к выполнению» указаний и требований к оформлению и выполнению схем химико-технологических процессов, при выполнении схем руководствуются РТМ 26-79—72, разработанным НИИХИМ-МАШем.

При курсовом проектировании выполняется принципиальная схема (ТЗ), которая может быть совмещена со схемой по автоматизации (АЗ).

На принципиальной схеме должны быть изображены основные изделия, входящие в установку, с отображением принципов, обеспечивающих химико-технологический процесс, указаны основные технологические связи между изделиями, а также элементы, имеющие самостоятельное функциональное назначение.

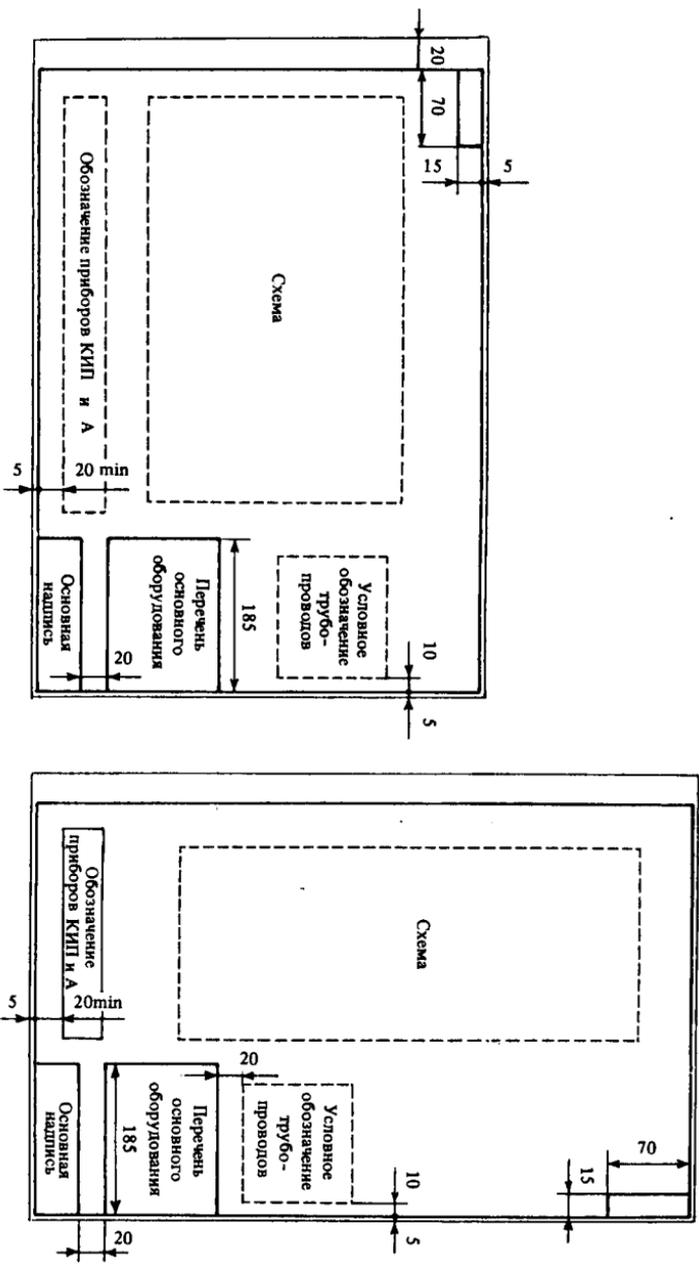


Рис. 12.7. Примерное расположение элементов чертежа технологической схемы, располагаемого короткой или длинной стороной по горизонтали

Технологические схемы, совмещенные со схемами автоматизации, должны содержать:

- а) графически упрощенное изображение изделий, входящих в установку, во взаимной связи между ними;
- б) приборы, средства автоматизации и управления, изображаемые условными обозначениями по действующим стандартам, а также линии связи между ними;
- в) таблицы условных графических обозначений, не предусмотренных действующими стандартами;
- г) необходимые пояснения к схеме.

Рекомендуемое расположение основных элементов чертежа технологической схемы с КИП и А показано на рис. 12.7.

Перечень основных составных частей (изделий) и элементов для принципиальной схемы помещается в виде таблицы, заполняемой сверху вниз.

Для принципиальных схем оборудование установки должно быть показано условно изображениями, предусмотренными стандартами, а при их отсутствии его изображают схематически, в зависимости от удобства вычерчивания, в виде конструктивного очертания для данного изделия.

Графическое изображение изделий допускается выполнять без соблюдения масштаба, но одновременно и без резкого нарушения соотношения габаритных размеров изделий.

Изделия и элементы схемы установки должны быть показаны условно в соответствии со стандартами ЕСКД.

Условные изображения и обозначения трубопроводов, принятые на схеме, должны быть расшифрованы в таблице условных обозначений (рис. 12.8).

Пересекать изображения аппаратов, машин и других изделий линиями трубопроводов не допускается. Основные магистральные трубопроводы, от которых отводятся или к которым подводятся трубопроводы данной схемы должны быть показаны горизонтальными линиями, причем магистральные трубопроводы, по которым осуществляется подвод потоков к установке, желательно располагать вверху схемы, а магистральные трубопроводы, по которым осуществляется отвод потоков из установки, — в низу схемы.

Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
Буквенное	Графическое	

Рис. 12.8. Таблица условных обозначений трубопроводов

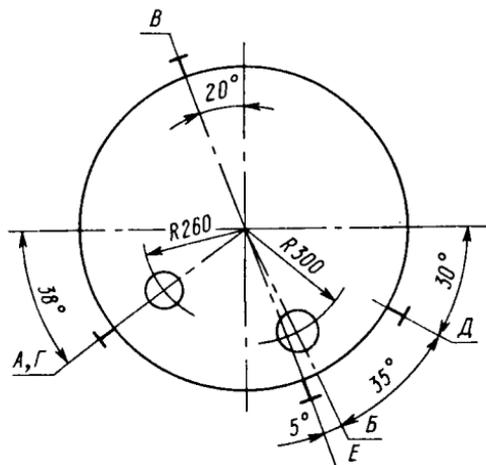


Рис. 12.9. Схема расположения штуцеров бобышек, люков

На каждом трубопроводе у места его отвода от магистрального или места его подключения к аппарату или машине нужно проставлять стрелки, указывающие направление движения потока.

Обозначения основных контролируемых и регулируемых величин регламентированы согласно ГОСТ 21.404—85.

Обозначения функциональных признаков приборов должны соответствовать указанным в [22].

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 сведения, дающие полное представление об устройстве разрабатываемого изделия;
- б) основные размеры — конструктивные, присоединительные, габаритные, а в случае необходимости — установочные монтажные и предельные отклонения подвижных частей;
- в) вид или схему с действительным расположением штуцеров, люков, лап и др.;
- г) таблицу назначения штуцеров, патрубков и т. п.;
- д) техническую характеристику;
- е) технические требования.

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 дей-

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный D_y , мм	Давление условное P_y , МПа	20 80
12	90	10	18		
148					

Рис. 12.10. Таблица назначения штуцеров, патрубков, гильз

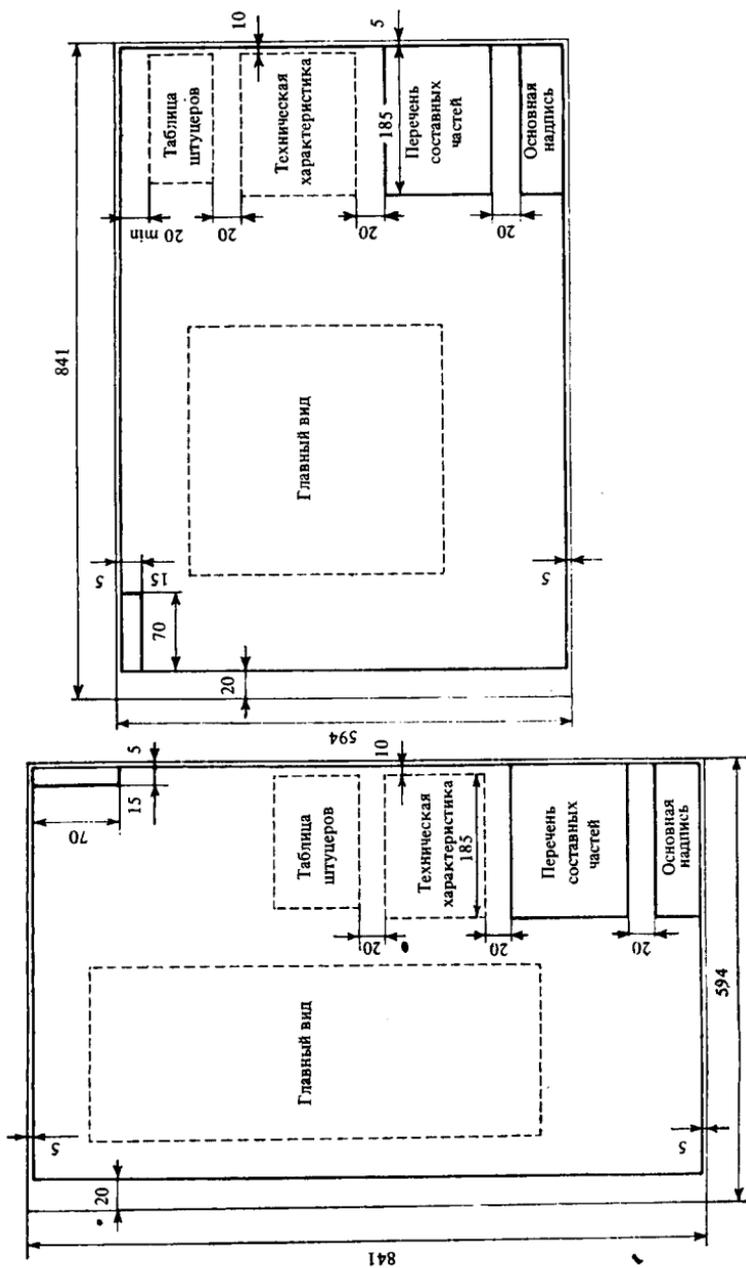


Рис. 12.11. Примерное расположение элементов чертежа общего вида, располагаемого короткой или длинной стороной по горизонтали

ствительное расположение штуцеров, бобышек, люков и т. п.; при отсутствии вида сверху его следует вычертить схематически (рис. 12.9), 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, люков и лап смотри 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 И, О, Х, Ъ, Ь не применяют).

Таблица назначения штуцеров, патрубков, гильз и других элементов аппарата выполняется в соответствии с рис. 12.10.

Над таблицей помещают заголовок «Таблица штуцеров».

Буквенные обозначения в алфавитном порядке без пропусков и повторения присваиваются сначала видам, разрезам, сечениям, а затем штуцерам. В случае недостатка букв применяют цифровую индексацию, например: А₁, Б₁ и т. д.

Надписи, техническую характеристику, технические требования и таблицы необходимо выполнять на чертеже с соблюдением ГОСТ 2.316—68.

Таблицы, техническую характеристику, технические требования следует располагать над основной надписью чертежа. В порядке исключения допускается размещение таблицы штуцеров слева от основной надписи. Рекомендуемое расположение основных элементов чертежа общего вида показано на рис. 12.11.

В технической характеристике указывают: назначение изделия (аппарата); объем аппарата; площадь поверхности теплообмена; максимальное давление; максимальную температуру среды; мощность привода; 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; сведения о необходимости тепловой изоляции, гуммирования и других антикоррозионных покрытий.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Общая литература

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., испр. М.: Химия, 1973. 754 с.
2. Пляновский А. Н., Рамм В. М., Каган С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1968. 847 с.

3. Процессы и аппараты химической промышленности: Учебник для техникумов/П. Г. Романков, М. И. Курочкина, Ю. Я. Мозжерин, Н. Н. Смирнов. Л.: Химия, 1989. 560 с.
4. Давлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов/10- изд., пер. и доп. Л.: Химия, 1987. 576 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Под ред. Ю. И. Дытнерского. М.: Химия, 1983. 272 с.
6. Кувшинский М. Н., Соболева А. П. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности»: Учеб. пособие для учащихся техникумов. 2-е изд., пер. и доп. М.: Высшая школа, 1980. 223 с.
7. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств/Под ред. В. Н. Стабникова. Киев: Вища школа, 1982. 199 с.
8. Машины и аппараты химических производств/Под ред. И. И. Чернобыльского. 3-е изд., пер. и доп. М.: Машиностроение, 1974. 456 с.
9. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи. Учебное пособие для студентов вузов, обучающихся по специальности «Машины и аппараты химических производств»/И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский и др. Л.: Машиностроение, 1982. 384 с.
10. Лазинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. 2-е изд. Л.: Машиностроение, 1970. 752 с.
11. Справочник химика. Т. V. М.-Л.: Химия, 1966. 974 с.
12. Чечель П. С. Процессы и аппараты химической технологии. Киев: Вища школа, 1974. 192 с.
13. Промышленные теплообменные процессы и установки: Учебник для вузов/А. М. Бакластов, В. А. Горбенко, О. Л. Данилов и др. М.: Энергоатомиздат, 1986. 328 с.
14. Криворот А. С. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности. Учеб. пособие для техникумов. М.: Машиностроение, 1976. 376 с.
15. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Пер. с 4-го англ. изд./Под ред. акад. Жаворонкова П. М. и чл.-корр. АН СССР Романкова П. Г. Л.: Химия, 1969.
16. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/Рабинович Г. Г., Рябых П. М., Хохряков П. А. и др. 3-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1979. 568 с.
17. Романков П. Г., Курочкина М. И. Расчетные диаграммы и номограммы по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности»: Учеб. пособие для техникумов. Л.: Химия, 1985. 56 с.
18. Хуснутдинов В. А., Сайфуллин Р. С., Хабибуллин И. Г. Оборудование производств неорганических веществ: Учебное пособие для вузов. Л.: Химия, 1987. 248 с.
19. Рейхсфельд В. О., Еркова Л. Н. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков. Л.: Химия, 1974. 440 с.
20. Батунер Л. М. Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии: Методы расчета. Л.: Химия, 1966. 520 с.
21. Плановский А. Н., Гуревич Д. А. Аппаратура промышленности полупродуктов и красителей. М.: Госхимиздат, 1961. 504 с.
22. Шкатов Е. Ф., Шувалов В. В. Основы автоматизации технологических процессов химических производств: Учебник для техникумов. М.: Химия, 1988. 304 с.

К главе 1. Конструкционные материалы в химическом аппаратостроении

- 1.1. Бабич В. Ф., Белоус К. П. Химическое оборудование из керамики. М.: Машиностроение, 1987. 224 с.
- 1.2. Фокин М. Н., Рускол Ю. С., Мосолов А. В. Титан и его сплавы в химической промышленности: Справочное пособие. Л.: Химия, 1978. 200 с.

К главе 2. Физико-химические свойства веществ

- 2.1. *Бредшнейдер С.* Свойства газов и жидкостей: Инженерные методы расчета/Пер. с польск. Л.: Химия, 1966. 536 с.
- 2.2. *Варгафтик Н. Б.* Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. 2-е изд., пер. и доп. М.: Наука, 1972. 720 с.
- 2.3. *Викторов М. М.* Графические расчеты в технологии неорганических веществ: Графики и номограммы. 3-е изд., пер. и доп. Л.: Химия, 1972. 464 с.
- 2.4. *Викторов М. М.* Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. Л.: Химия, 1977. 360 с.
- 2.5. *Зайцев И. Д., Асеев Г. Г.* Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных растворов неорганических веществ. М.: Химия, 1988. 416 с.
- 2.6. *Мельник Б. Д.* Инженерный справочник по технологии неорганических веществ: Графики и номограммы. 2-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1975. 544 с.
- 2.7. Краткий справочник физико-химических величин. 8-е изд., пер./Под ред. А. А. Равделя и О. О. Пономаревой. Л.: Химия, 1983. 232 с.
- 2.8. Справочник химика/Под ред. Б. Н. Никольского: Химия, 1971. Т. I 1072 с.; т. II 1167 с.; т. III 1008 с.

К главе 3. Гидравлические расчеты

- 3.1. *Идельчик И. Е.* Справочник по гидравлическим сопротивлениям. 2-е изд., пер. и доп., М.: Машиностроение, 1975. 560 с.
- 3.2. *Черкасский В. М.* Насосы, вентиляторы, компрессоры. М.: Энергия, 1977. 424 с.
- 3.3. *Рысин С. А.* Вентиляционные установки машиностроительных заводов. М.: Машиностроение, 1964. 704 с.
- 3.4. Центробежные горизонтальные и вертикальные химические насосы с проточной частью из металла: Каталог. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981. 92 с.
- 3.5. Компрессорные машины: Каталог. Ч. 1. ЦИНТИхимнефтемаш, 1980. 134 с.
- 3.6. Центробежные компрессоры: Каталог. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983. 52 с.
- 3.7. Внутренние санитарно-технические устройства. Справочник проектировщика/Под ред. И. Г. Старовойтова. 2-е изд., пер. и доп. Ч. 2. М.: Стройиздат. 1977. 502 с.
- 3.8. Номенклатурный каталог на освоенные и серийно выпускаемые изделия насосостроения на 1985 г. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1985. 200 с.
- 3.9. Номенклатурный каталог на освоенные и серийно выпускаемые изделия компрессорного машиностроения на 1985 г. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1985. 40 с.

К главе 4. Фильтрация

- 4.1. *Жужиков В. А.* Фильтрация: Теория и практика разделения суспензий. М.: Химия, 1971. 440 с.
- 4.2. Разделение суспензий в химической промышленности/Малиновская Т. А., Кобринский И. А., Кирсанов О. С., Рейнфарт В. В. М.: Химия, 1983. 264 с.
- 4.3. РТМ 26-01-99—77. Метод технологического расчета фильтрпрессов ФПАКМ.
- 4.4. РТМ 26-01-5—64. Методика расчета барабанных вакуум-фильтров с наружной фильтрующей поверхностью.
- 4.5. РТМ 26-01-26—68. Методика расчета дисковых вакуум-фильтров.
- 4.6. РД РТМ 26-01-33—78. Методика выбора вспомогательного оборудования для вакуум-фильтров непрерывного действия.
- 4.7. РТМ 26-01-31—69. Методика расчета листовых фильтров под давлением.
- 4.8. Фильтры для жидкостей: Каталог. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1974. 246 с.

К главе 5. Теплообменные аппараты

- 5.1. *Маньковский О. Н., Толчинский А. Р., Александров М. В.* Теплообменная аппаратура химических производств. Л.: Химия, 1976. 368 с.
- 5.2. *Михеев М. А., Михеева И. М.* Основы теплопередачи. М.: Энергия, 1973. 319 с.
- 5.3. *Кичигин М. А., Костенко Г. Н.* Теплообменные аппараты и выпарные установки. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1955. 392 с.
- 5.4. *Хоблер Т.* Теплопередача и теплообменники/Пер. с польск. под ред. П. Г. Романкова. Л.: Госхимиздат, 1961. 812 с.
- 5.5. РТМ 26-01-107—78. Теплообменники пластинчатые. Методы тепловых и гидромеханических расчетов.
- 5.6. РД РТМ 26-01-121—79. Теплообменники спиральные. Методы тепловых и гидромеханических расчетов.
- 5.7. *Барановский Н. В., Коваленко Л. М., Ястребенецкий А. Р.* Пластинчатые и спиральные теплообменники. М.: Машиностроение, 1973. 288 с.
- 5.8. Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения: Каталог. 3-е изд. М.: ЦИНТИнефтехиммаш, 1982. 32 с.
- 5.9. Краткий справочник по теплообменным аппаратам/В. А. Григорьев, Т. А. Колач, В. С. Соколовский, Р. Т. Темкин. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1962. 255 с.
- 5.10. *Рамм В. М.* Теплообменные аппараты. М.-Л., Госхимиздат, 1948. 112 с.
- 5.11. Пластинчатые теплообменники: Каталог. 2-е изд., испр. и доп. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1974. 60 с.
- 5.12. *Довжук Г. Т., Иванец К. Я., Анатасьин В. Ф.* Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и основы его расчета. М.: Гостоптехиздат, 1962.

К главе 6. Выпаривание

- 6.1. *Тaubман Е. И.* Выпаривание. М.: Химия, 1982. 328 с.
- 6.2. *Колач Т. А., Радун Д. В.* Выпарные станции. М.: Машгиз, 1963. 400 с.
- 6.3. *Лебедев П. Д.* Теплообменные, сушильные и холодильные установки: Учебник для студентов технических вузов. 2-е изд., пер. М.: Энергия, 1972. 320 с.
- 6.4. РТМ 26-01-104—77. Аппараты выпарные с естественной циркуляцией и кипением раствора в трубах. Метод теплового и гидравлического расчета.
- 6.5. РТМ 26-01-54—72. Аппараты выпарные трубчатые с принудительной циркуляцией раствора. Методы тепловых и гидромеханических расчетов.
- 6.6. Выпарные аппараты вертикальные, трубчатые общего назначения: Каталог УКРНИИхиммаша. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. 38 с.
- 6.7. ГОСТ 11987—81. Аппараты выпарные трубчатые стальные.
- 6.8. ОСТ 26716—73. Барометрические конденсаторы.
- 6.9. *Перцев Л. П., Ковалев Е. М., Фокин В. С.* Трубчатые выпарные аппараты для кристаллизующихся растворов. М.: Машиностроение, 1982. 136 с.

К главе 7. Емкостные химические реакторы

- 7.1. *Смирнов Н. Н., Волжинский А. И.* Химические реакторы в примерах и задачах: Учеб. пособие для вузов. 2-е изд., пер. Л.: Химия, 1986. 224 с.
- 7.2. *Стренк Ф.* Перемешивание и аппараты с мешалками/Пер. с польск. под ред. И. А. Щупляка. Л.: Химия, 1975. 384 с.
- 7.3. Стальная эмалированная аппаратура: Каталог. Черкасы: НИИТЭХИМ, 1987. 18 с.
- 7.4. *Гутник С. П., Сосонко В. Е., Гутман В. Д.* Расчеты по технологии органического синтеза: Учеб. пособие для техникумов. М.: Химия, 1988. 272 с.

К главам 8 и 9. Абсорбция. Ректификация

- 8.1. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
- 8.2. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978. 277 с.
- 8.3. Кафаров В. В. Основы массопередачи: Учеб. пособие для вузов. М.: Высшая школа. 1972. 496 с.
- 8.4. Шервуд Т., Пикфорд Р., Уилки Ч. Массопередача/Пер. с англ. М.: Химия, 1982. 696 с.
- 8.5. Колонные аппараты: Каталог. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978. 31 с.

К главе 10. Сушка

- 10.1. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 429 с.
- 10.2. Миштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов. М.: Химия, 1988. 352 с.
- 10.3. Чернобыльский И. И., Тананайко Ю. М. Сушильные установки химической промышленности. Киев: Техніка, 1969. 280 с.
- 10.4. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 3-е, пер. и доп. Л.: Химия, 1979. 272 с.
- 10.5. Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. М.: Машиностроение, 1966. 336 с.
- 10.6. ОСТ 26-01-437—78. Аппараты с вращающимися барабанами общего назначения. Корпуса сушилок. Основные размеры.
- 10.7. ОСТ 26-01-447—78. Аппараты с вращающимися барабанами общего назначения. Станции опорные и опорно-упорные. Типы и основные размеры.
- 10.8. ОСТ 26-01-448—78. Аппараты с вращающимися барабанами общего назначения. Метод определения мощности привода.
- 10.9. ОСТ 26-01-450—78. Аппараты с вращающимися барабанами общего назначения. Метод теплового расчета сушилок.
- 10.10. ОСТ 26-01-78—78. Аппараты и установки сушильные. Классификация и обозначения.
- 10.11. Справочник по пыле- и золоулавливанию/М. И. Биргер, А. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков и др. 2-е изд., пер. и доп. М.: Энергоатомиздат, 1983. 312 с.
- 10.12. Рукавные фильтры/М. Л. Моргулис, М. Г. Мазус, А. С. Мандрико, М. И. Биргер. М.: Машиностроение, 1977. 256 с.

К главе 11. Экономические расчеты

- 11.1. Прейскурант № 01—10. Оптовые цены на листовую и широкополосную сталь. М.: Прейскурантиздат, 1980. 174 с.
- 11.2. Прейскурант № 23—03. Оптовые цены на оборудование химическое. Ч. I. Стандартизованное химическое оборудование. М.: Прейскурантиздат, 1981.
- 11.3. Прейскурант № 23—03. Оптовые цены на оборудование химическое. Ч. II. Нефтехимическая аппаратура. М.: Прейскурантиздат, 1981.
- 11.4. СНиП IV-4—82. Приложение. Сборник средних районных цен на материалы, изделия и конструкции Ч. V. Материалы, изделия и конструкции для монтажных и специальных строительных работ/Госстрой СССР. М.: Энергоатомиздат, 1983. 544 с.

К главе 12. Содержание и объем курсового проекта

- 12.1. Червоный Н. Т. Единые правила выполнения чертежей в техникуме. Киев: Вища школа. 1987. 71 с.
- 2.2. Морчун А. К., Градиль В. П., Егосин Р. А. Справочник по Единой системе конструкторской документации/Под ред. Ю. И. Степанова. 3-е изд., пер. и доп. Харьков: Прапор, 1981. 249 с.

УЧЕБНИК

ИОФФЕ Иосиф Львович

**ПРОЕКТИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Редактор Ю. К. Кузнецов
Техн. редакторы: Л. Ю. Линева, Д. Д. Некрасова
Корректор М. З. Басина

ИБ № 2446

Сдано в набор 25.01.90. Подписано в печать 25.07.90.
М-23212. Формат бумаги 60 × 88¹/₁₆. Бумага офсетная № 2.
Гарнитура литературная. Печать офсетная. Усл. печ. л. 21,56. Усл.
кр.-отт. 21,56. Уч.-изд. л. 22,00. Тираж 9800 экз. Зак. 128.
Цена 1 р. 20 к.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия», Ленинградское
отделение, 191186, г. Ленинград, Д-186, Невский пр., 28.

Отпечатано с диапозитивов Ленинградской типографии № 2 головно-
го предприятия ордена Трудового Красного Знамени Ленинград-
ского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой
Государственного комитета СССР по печати, 198052, г. Ленинград,
Л-52, Измайловский пр., 29, в Ленинградской типографии № 4
Государственного комитета СССР по печати. 191126, г. Ленинград,
Социалистическая ул., 14.