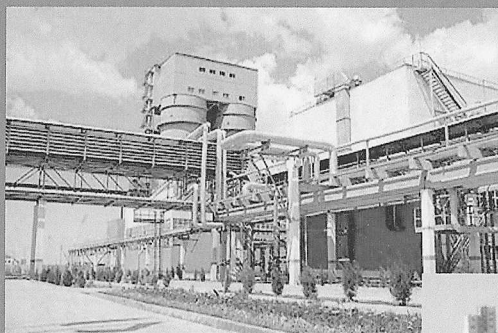


661.333  
М 78

З.К. Тоиров, О.Х. Панжиев,  
О.Н. Бозоров, А.Н. Бобоқулов

# НООРГАНИК МОДДАЛАР КИМЁВИЙ ТЕХНОЛОГИЯСИ



З.К. Тоиров, О.Х. Панжиев,  
О.Н. Бозоров, А.Н. Бобокулов

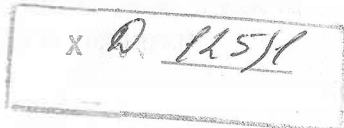
# НООРГАНИК МОДДАЛАР КИМЁВИЙ ТЕХНОЛОГИЯСИ

(кальцинацияланган сода технологияси бўлими)

*Қўнғирот сода заводи ишчилари ва  
кимёвий технологияси таълим йўналиши бўйича таълим  
олаётган бакалаврлар учун дарслик*



«FAYLASUFLAR» нашриёти  
Тошкент — 2018



УЎК: 661.333 (075.8)

КВК: 24.1

Н 78

**Ноорганик моддалар кимёвий технологияси** (кальцинацияланган сода технологияси) [Матн]: дарслик/З.К. Тоиров [ва бошқ.]. – Т.: «FAYLASUFLAR», 2018. –184 б.

УЎК: 661.333 (075.8)

КВК: 24.1

*Дарслик*

(Ўқув қўлланмада) кальцинацияланган сода технологияси, асосий жараёнлари, уларнинг назарияси, қурилмалари ва ишлаш принциплари баён этилган.

Ушбу китоб «Кимёвий технология» ва «Атроф-муҳит муҳофазаси» йўналишларида таълим олувчи бакалавр, магистрларга ва Қўнғирот сода заводи ишчиларига дарслик сифатида тавсия этилади.

Ундан ташқари, кимё ва саноат инженер-техник ходимлари, аспирант ва докторантлари қўлланма сифатида фойдаланиши мумкин.

**Тақризчилар:**

**А. Сейтназаров** – ЎзРФА Умумий ва ноорганик кимё институти етакчи илмий ходими, т.ф.д.

**С. Закиров** – Ислом Каримов номидаги ТДТУ «Совитиш ва криоген техникаси» кафедраси проф, т.ф.д.

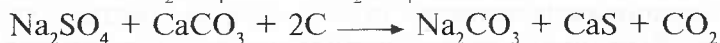
ISBN 978-9943-4323-9-0

© «FAYLASUFLAR» нашриёти, 2018.

## Кириш

Кальцинацияланган сода қадимги замонлардан маълумдир. Сода ҳақидаги маълумотлар қадимги Египетнинг папирусларида учрайди. Ушбу вақтларда сода денгиз ўсимликлари ва табиий сода кўллари рапаларидан олинган.

XVIII аср охирида табиий манбалар орқали содага бўлган талабни қониқтирилмаган. 1775 йилда Франция фанлар Академияси минерал хомашёдан сода ишлаб чиқаришнинг энг яхши усулига танлов эълон қилади. Танловда француз фармацевти Леблан ғолиб чиқади. Леблан қуйидаги кимёвий реакциялар ёрдамида сода ишлаб чиқаришни таклиф қилади:



Ҳосил бўлган қаттиқ моддага сув билан ишлов бериш натижасида сода эритмаси ҳосил бўлади ва уни буғлатиб, қаттиқ шаклдаги сода ишлаб чиқарилади. Шламнинг таркибида чиқинди бўлиб CaS қолади.

Леблан усули кимё саноати ва хом ашё базаларини ривожлантиришда катта аҳамиятга эга бўлди. Сода заводлар атрофида бошқа маҳсулотлар ишлаб чиқарилишини кўпайиши бошланди. Натрий сульфатга зарурият пайдо бўлиши сульфат кислота ишлаб чиқарилишини ривожланишига олиб келди. Ўз навбатида бунинг учун азот кислота ишлаб чиқарилиши ривожланиб кетди, чунки ўша вақтда сульфат кислота нитроза усули билан азот кислота ёрдамида олинган. Сода ишлаб чиқариш газ чиқиндиси водород хлориддан хлор ва хлорли маҳсулотлар олинган, масалан, белил оҳаки ва бертолитли туз. Кальций сульфидидан элементар олтингугурт ишлаб чиқарилган. Соданинг ўзи турли натрийли тузлар олиш учун хомашё бўлиши мумкин, масалан,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NaOH}$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_3$ ,  $\text{NaHSO}_3$  ва ҳ.к.

Пайдо бўлаётган сода заводлари кимё саноатининг маркази бўлиб қолди. Бундан ташқари сода заводлари хом ашё базаларининг ривожланишига катта ҳисса қўшганлар, чунки турли конлардан олтингугуртли колчедан, бўр, оҳактош, натрий хлорид, натрий сульфат, чили селитраларнинг (азот кислота ишлаб чиқариш учун) ишлаб чиқарилиши бошланган.

1865 йилда бельгиялик муҳандис Сольве сода олишнинг аммиакли усулини ишлаб чиққан ва жорий этган. Леблан усулига нисбатан унинг қуйидаги афзалликларини кўрсатиш мумкин: маҳсулотнинг юқори сифати, жарёнларнинг узлуксизлиги, яхши меҳнат шароитлари, иш кучи ва иссиқлик (ёқилғи) кам сарфланиши, қаттиқ натрий хлоридга кўра унинг арзон эритмалари қўлланилиши. Умуман айтганда, арзон ва юқори сифати сода ҳосил бўлади.

Сода корхоналари хомашё базаларига яқинроқ жойлаштирилади, чунки улар жуда кўп материалларни истеъмол қилади. МДХ нинг қуйида келтирилган давлатларида сода ишлаб чиқариш корхоналари мавжуд:

Россияда Березники шаҳрида сильвинит кони асосида сода заводи қурилган. Сильвинитдан калий хлорид ишлаб чиқарилишида ҳосил бўладиган чиқинди – натрий хлорид асосида сода ишлаб чиқарилади. Бошқартистоннинг Стерлитамак шаҳрида Ярбишкадак конининг натрий хлоридидан сода ишлаб чиқарилади.

Украинада Лисичанск ва Славянск шаҳарларида Артемовск-Славянск кони, ҳамда Красноперекопск шаҳар Қора денгизи рапаси асосида сода корхоналари фаолият кўрсатмоқдалар.

Ўзбекистон Кўнғирот сода заводи яқинидаги натрий хлориднинг Барсакелмес конидан фойдаланмоқда. Ушбу кондаги натрий хлориднинг захираси 131 млн.т. ва натрий хлориднинг ўрта миқдори 96,32% ни ташкил қилади.

Ҳозирги кунда дунё бўйича йилига 40 млн. тоннадан ортиқ кальцинацияланган сода ишлаб чиқарилади. Энг кўп сода ишлаб чиқарадиган ( йилига 10 млн тоннадан ортиқ) давлат АҚШ ҳисобланади. Табиий манбалардан ишлаб чиқарилгани сабабли АҚШнинг содаси жуда арзон бўлади.

Айрим давлатларда кальцинацияланган соданинг ишлаб чиқарилиши (т/й): («Кребс» фирманинг маълумотлари бўйича):

АҚШ .....	10200000
Хитой.....	6500000
Австралия.....	6385000
Германия.....	2355000
Россия.....	1825000
Ҳиндистон.....	1736000
Франция.....	1100000
Англия.....	1000000
Польша.....	1000000

Кальцинацияланган сода саноатнинг турли соҳаларида кенг қўлланилади. Кимё саноатида кимёвий усулда каустик сода, натрий гидрокарбонат (озиқ-овқат ёки чой содаси), ювиш воситалари, хром, сульфат, сульфид, сульфит, натрий фторид, кремний фторид, криолит, натрий нитрат ва нитрит бирикмаларини ишлаб чиқаришда:

– Шиша ишлаб чиқариш саноатида варақали шиша, ёруғ-техника шиша, силикатли тош, хрусталь, навли идишлар, кимёвий ва иссиққа чидамли идишлар ва ҳ.к.лар ишлаб чиқаришда;

– Рангли металлургияда бокситлардан алюминий оксид ишлаб чиқариш учун, кўрғошин-рух, кобальт-никель ва молибденли маъданлар қайта ишланишида, алюминий, никель ва бошқа рангли металлар маъданларининг флотация жараёнида;

– Целлюлоза-қоғоз саноатида сода целлюлозанинг сульфатли пиширишида, пергамент, хамиртуруш ишлаб чиқаришларида, қоғоз ва картон клейлашда;

– Нефть кимё ва нефтни қайта ишлаш саноатида синтетик ёғли кислоталар ва ювиш воситалари ишлаб чиқаришда қўлланилади. Нефть қазилмаларини тайёрлашда уларнинг деворларини мустаҳкамлайдиган эритмаларнинг таркибига ҳам кальцинацияланган сода қўшилади.

Шунингдек, қора металлургияда чуяннинг таркибидан олтингургут ва фосфорларни ва кокс кимё ишлаб чиқаришида ҳосил бўладиган сақичлардан бир қатор компонентларни чиқариб олиш учун ҳам кальцинацияланган сода қўлланилади.

- Машинасозликда сода маҳсулотларидан машина деталлари ва асбобларни ёғсизлантиришда;
- Медицинада сода дори-дармонлар олишда;
- Чарм ва пойабзал ишлаб чиқарилишида сода материалларга ишқорли ишлов беришда;
- Гўшт, сут саноатида ва балиқчилик соҳасида сода ёғсизлантириш ва иш жойларни ва тараларни тозалаш кабиларда қўлланилади.

Иссиқлик энергетикасида сода буғли қозонларни таъминлайдиган сувларни тозалаш ва юмшатиш учун ишлатилади.

### Сода олишнинг замонавий усуллари

Ҳозирги вақтда кальцинацияланган сода қуйидаги усуллар билан олинади:

1. Аммиакли усул (Сольве усули).
2. Табиий содадан.
3. Натрий гидроксиднинг карбонизацияси.
4. Нефелинларнинг комплексли қайта ишланиши.

### Аммиакли усул

Ҳозирги вақтда дунёда сода ишлаб чиқарилишида ушбу усулнинг улуши 60% ни ташкил қилади.

Ушбу усулнинг афзалликлари:

- 1) кенг тарқалиши, хомашёнинг катта захиралари ва арзонлиги (натрий хлорид ва оҳактош);
- 2) оҳактош куйдиришдан ташқари асосий реакциялар юқори бўлмаган (100°C) температура ва атмосфера босимида ўтади;
- 3) технологик жараёнларнинг барқарорлиги;
- 4) маҳсулотнинг юқори сифати;
- 5) кальцинацияланган соданинг нисбатан паст таннархи.

Камчиликлари:

- 1) хом ашёдан фойдаланиш даражасининг камлиги (натрий 75% қўлланилади, кальций ва хлордан умуман фойдаланилмайди);
- 2) утилизация, ташиш ва узоқ муддат сақлашни талаб қиладиган қаттиқ ва суюқ чиқиндиларнинг катта миқдори;

- 3) энергия ресурсларининг кўп сарфланиши;
- 4) катта солиштирма капитал маблағлар ва шунга биноан курилган корхоналарнинг ўзини оқлаш муддати узоқ бўлади.

### Содани табиий содадан ишлаб чиқарилиши

Ушбу усул қадимги замонларда маълум бўлган. Масалан, сода қадимги Египетда, 1938 йили АҚШ да табиий соданинг (трона –  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ) жуда катта захираси топилган. Шундан кейин табиий содадан кальцинацияланган сода ишлаб чиқарилиши кескин ривожланиб кетди. 1960 йили табиий содадан – 720000 т, 1980 йили – 6,8 млн.т, 2000 йили – 10 млн.т дан ортиқ сода ишлаб чиқарилган.

Аммиакли усулда олинган содага нисбатан табиий содадан олинган сода анча арзонга тушади. Масалан, 1980 йилда 1 т табиий содани олиш учун солиштирма капитал маблағлар 300 доллар, аммиакли усулда эса 546 долларни ташкил қилди.

Тронадан кальцинацияланган сода асосан иккита усул билан олинади: сесквикарбонатли ва моногидратли.

Сесквикарбонатли усулда майдаланган маъдан эритилади ва тўйинган эритма ҳосил бўлади. Эритма тиндирилади, филтрланади, органик кўшимчалардан тозаланади, буғлатилади ва ундан кейин совитилади. Чўккан натрий сесквикарбонатнинг кристаллари ажратилади, 200°C температурада кальцинация қилинади ва тўкилувчан зичлиги 0,8 кг/дм<sup>3</sup> бўлган тайёр маҳсулот олинади.

Моногидратли усул кейинроқ ишлаб чиқилган, лекин ҳозир у етакчи усул бўлиб қолди. Ушбу усул бўйича маъдан кальцинация қилинади, ҳосил бўлган хом сода эритилади, эритма тиндирилади, филтрланади, органик кўшимчалардан тозалаш учун актив кўмир билан ишлов берилади ва буғлатилади. Натрий карбонат моногидратининг ҳосил бўлган кристаллари ажратилади ва 150°C температурада дегидратация қилинади.

АҚШга нисбатан кам миқдорда табиий соданинг конлари бир қатор бошқа давлатларда ҳам мавжуд: Бельгия, Бра-



зилия, Венесуэла, Мексика, Хиндистон, Покистон, Хитой, Туркия, Канада, Кения ва Жанубий Африка.

**Нефелинларни комплексли қайта ишлаш** натижасида алюминий оксид, поташ, кальцинацияланган сода, цемент ва бошқа маҳсулотлар олинади. Ушбу усул фақат Россияда қўлланилади. Нефелиннинг умумий кимёвий формуласи  $(\text{Na}, \text{K})_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$

МДХ давлатларидан Россиянинг Кольск ярим оролида (апатит-нефелинли маъдан), Красноярск вилоятида, Уралда, Кемерово вилоятида, Ўрта Осиё ва Қозоғистонда, Украина ва Арменияларда нефелинларнинг катта конлари мавжуд.

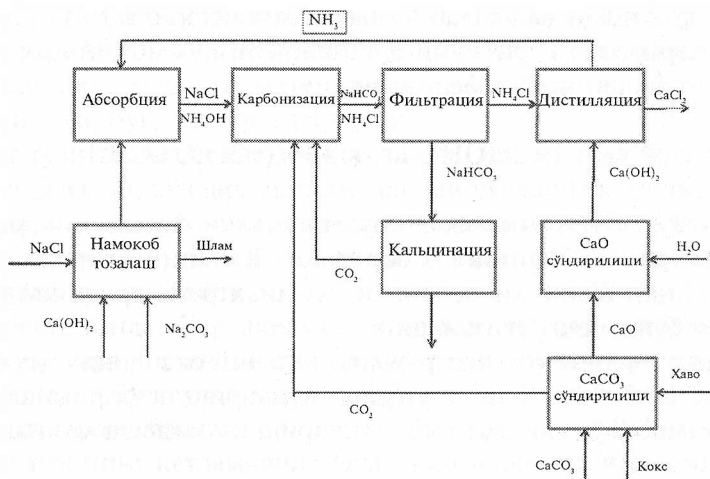
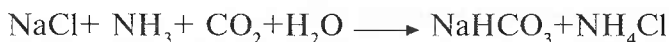
### **Натрий гидроксиднинг карбонизацияси**

Ҳозирги вақтда дунёда электролиз усули билан йилига 40 млн т.дан ортиқ каустик сода ишлаб чиқарилади. Ушбу жараёнда асосий маҳсулот хлор бўлади ва унинг билан бир вақтда ҳосил бўладиган каустик сода қўшимча маҳсулот ҳисобланади. Карбонизация усули билан каустик содадан кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш мумкин. Бошқа ҳолларда бу жараён иқтисодий фойда бермайди, чунки қимматбаҳо маҳсулотдан (каустик сода) арзон маҳсулот (кальцинацияланган сода) олинади. Ушбу жараён натижасида сифатли кальцинацияланган сода олинади, айниқса каустик сода мембранли усулда ишлаб чиқарилган бўлса. Ҳозирги вақтда бу усул соданинг умумий ишлаб чиқаришининг 1% ни ташкил қилади.

# 1-боб. АММИАКЛИ УСУЛ БИЛАН СОДА ИШЛАБ ЧИҚАРИШНИНГ ПРИНЦИПИАЛ ТЕХНОЛОГИК СХЕМАСИ. ХОМ АШЁ ВА ЁРДАМЧИ МАТЕРИАЛЛАР

## 1.1. Аммиакли усул билан сода ишлаб чиқаришнинг принципиал технологик схемаси

Сода корхоналарида бевосита натрий хлорид сувли эритмаларида  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  дан аммоний бикарбонат ишлаб чиқарилади, яъни кимё нуқтаи назаридан натрий бикарбонат олиш жараёнини битта кимёвий реакция билан кўрсатиш мумкин:



1-расм. Аммиакли усулда кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришнинг принципиал схемаси.

Аммиакнинг йўқлигида углерод диоксид сувда яхши эримагани учун амалда аммиак  $\text{NaCl}$  эритмаси (намақоб) билан ютилади ва ундан кейин  $\text{CO}_2$  ютилади, яъни жараён иккита поғонада ўтади. Биринчи поғона – аммиакни ютиш абсорбция бўлимида амалга оширилади.

Карбонизация жараёнида чўкмага тушган натрий бикарбонат фильтрлаш билан ажратилади ва куйидаги реакция бўйича парчаланadi.



Ҳосил бўлган углерод диоксид карбонизация жараёнида қўлланилади.

Сода корхоналарида асосий жараёнлардан ташқари сода ишлаб чиқаришига бевосита алоқаси бўлмаган ёрдамчи жараёнлар ҳам ўтказилади. Агарда реакция бўйича ҳосил бўладиган аммоний хлорид қўшимча тайёр маҳсулот бўлса, ёрдамчи операциялар бўлмаслиги мумкин.

Одатда сода корхоналарида аммоний хлориддан аммиак регенерация қилинади ва ишлаб чиқаришга қайтарилади. Шу мақсадда бикарбонатли эритманинг таркибидаги аммоний хлоридга оҳакли сут билан ишлов берилади:



Ҳосил бўлаётган аммиак эритмадан газли фазага чиқарилади ва абсорбция бўлимига юборилади. Кальций хлорид эритмаси чиқинди бўлиб ҳисобланади. Аммиак регенерацияси дистилляция бўлимида ўтказилади.

Оҳакли сут олиш учун зарур бўлган кальций оксидини сода корхоналарда 1100–1200°C температурада куйдириш печларида карбонатли хомашё (бўр ёки оҳактош) куйдириш натижасида олинади:



Ҳосил бўлган углерод диоксид карбонизация бўлимида қўлланилади. Кальций оксидга эса сув билан ишлов берилади ва оҳакли сут олинади:



Ва ниҳоят барча сода корхоналарида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ёрдамида намақоб кальций ва магний тузлари қўшимчалардан то-

заланади. Тозалаш жараёнида қийин эрувчан  $Mg(OH)_2$  ва  $CaCO_3$  тузлари ҳосил бўлиши билан реакциялар ўтади:



$CaCO_3$  ва  $Mg(OH)_2$  чўкмалари ажратилгандан кейин тозаланган намақоб ишлаб чиқаришга юборилади. Сода корхоналари асосий операцияларининг ўзаро боғлиқлиги I-расмда кўрсатилган.

## 1.2. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришда қўлланиладиган хом ашё

### 1.2.1. Ош тузи

Сода ишлаб чиқарилишида хом ашё сифатида ош тузи (натрий хлорид) ва оҳак тош ёки бўр ( $CaCO_3$ ) қўлланилади. Бундан ташқари ёрдамчи материаллар ҳам қўлланилади: аммиак, ёқилғи, сув, буғ, электр энергияси.

Ош тузи табиатда қаттиқ шаклда ва эритма шаклида (океанлар, денгизлар, кўллар, ер ости манбаи сувлари) кенг тарқалган. Одатда сода ишлаб чиқарилишида намақоблар ( $NaCl$  эритмалари) қўлланилади, чунки у шахтали усулда олинган қаттиқ тузга нисбатан арзон бўлади.

Ўзбекистонда Барсакелмес конидан натрий хлорид очик (карьер) усул билан ишлаб чиқарилади, чунки туз ер устида жойлашган. Бу усулда ҳам тузни кондан олиш бошқа усуллардан анча арзон бўлади.

Ош тузининг қатламлари чўкма жинслари орасида жойлашган бўлади ва уларнинг чуқурлиги 200 дан 1000 м гачани ташкил қилади. Ош тузининг миқдори 70дан 99% гачани ташкил қилади.

Тузни ер ости ишқорсизланиши билан олинган намақобнинг температураси 10–15°C бўлади. Бундай температурада тўйинган эритманинг таркибида 317 г/л  $NaCl$  мавжуд. Лекин тўйинган эритма ҳосил бўлиши узоқ вақтни талаб қилади, чунки тўйиниш ҳолатига яқинлашиши билан натрий хлориднинг эрувчанлиги кескин камаяди (амалда олинаётган намақобнинг таркибида 306–310 г/л  $NaCl$  мавжуд).

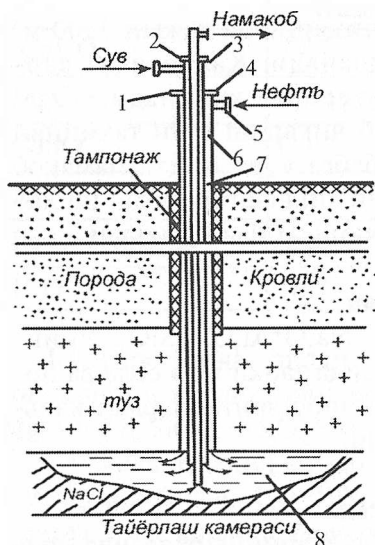
Намакоблар табиий ва сунъий бўлиши мумкин. Ер ости сувлари билан натрий хлориднинг қатламларини эритиш натижасида табиий намакоблар ҳосил бўлади. Натижада ер остида намакоблар йиғилиб қолади ёки улар ер устига чиққанидан кейин туз манбалари ҳосил бўлади.

Тузни сув билан ер ости ишқорсизлантириш натижасида сунъий намакоблар олинади. Бу ҳолда қудуқлар орқали туз қатлами жойлашган зонага сув берилади. Каттиқ тузни маҳсус бассейнда эритиш натижасида ҳам сунъий намакобларни олиш мумкин. Табиий намакоблар натрий хлориднинг паст миқдори билан фарқланади ва шунинг учун улар каттиқ натрий хлорид билан қўшимча тўйинтирилади.

Сунъий намакоб олинисида сув қудуқларга ўз оқими билан ёки марказдан қочма насослар ёрдамида берилади. Биринчи ҳолда намакоб ер устига мустақил чиқолмайди, чунки унинг зичлиги қудуққа келиб тушаётган сувнинг зичлигидан юқори бўлади. Шунинг учун намакоблар ер устига чўкма марказдан қочма насослар билан чиқарилади.

Ҳозирги вақтда намакоб олиш жараёни жадаллаштирилган, яъни у гидровруб усули билан кондан ишлаб чиқарилади. Ушбу усулда туз қатлами яқинида циркуляцион сув билан ювиш натижасида камера (гидровруб) пайдо бўлади. Унинг баландлиги 3,5–4,5 м, диаметри тахминан 100 м бўлади. Туз қатламини эни бўйича эришини таъминлаш ва камеранинг тузли томининг эришига йўл қўймаслиги учун қудуққа ҳаво ёки нефть маҳсулотлари (керосин, соляркали мой) берилади. Нефть маҳсулотлари камера томи ва сув орасида изоляция қатламини (2–3 см) ҳосил қилади. Бунинг ҳисобига тепадаги туз эримайди. Шундай қилиб, туз фақат камеранинг ёнбошларидан эрийди. Камеранинг бундай дастлабки тайёрланиш жараёни 1,5–2 йил давом этади ва бундан кейин қудуқ эксплуатация режимига ўтказилади. Бунинг учун нефть ёки ҳавонинг ҳимоя қатлами олиб ташланади ва камера томида пайдо бўлган катта юзанинг эриши бошланади. Гидровруб усули ёрдамида қудуқнинг юқори унумдорлигига эришилади (35 м<sup>3</sup>/с намакоб эксплуатация бошланишида ва 70 м<sup>3</sup>/с эксплуатация охирида). Ер остидан туз ишлаб чиқарилиш коэффициенти 0,25–0,3 ни ташкил қилади.

Гидровруб усулида ишлаётган кудукнинг схемаси 2-расмда кўрсатилган. Қоплайдиган маъданлар ва туз қатламидан ўтайдиган кудукқа концентрикли жойлашган учта пўлатли қувурлар жойлаштирилади. Ташқи қувур (6) кудук деворлари тўкилиб кетишидан ва туз қатламга сув ўтишидан саклайди. Диаметри 150 мм бўлган иккинчи қувур (7) тузнинг қатламга киради. Унинг ичига диаметри 75 мм бўлган концентрик қувур жойлаштирилади. Қувурлар орасидан сув ва нефть берилади. Марказий қувур ёрдамида ер устига намакоб чиқарилади. Қувурлар вентиллар (1–5) системаси воситасида бир-бири билан уланган. Намакоб ёрдамида кудукдан нефтни чиқариш учун 1,3-вентиллар ёпилади ва 2,4-вентиллар очилади. Намакоб қувурини сув билан ювиш учун 2,4-вентиллар ёпилади ва 1,3-вентиллар очилади.



**2-расм.** Гидроруб усулида тузли қатламни ишлаб чиқиш қазилмасининг схемаси:

1 – 5 сув, нефть ва намакоб учун қувурлардаги вентиллар; 6 – биринчи қувур; 7 – иккинчи қувур; 8 – камера.

ликлар пайдо бўлади ва бу ерга келиб нефть жойлашади. Бунинг натижасида баландлик бўйича эриш жараёни текис ўтади.

Қувватли тузли қатламларни эксплуатация қилиш учун поғонали ишқорсизланиш қўлланилиши тавсия қилинади. Қатламнинг пастада гидрорубнинг устида (тахминан баландлиги бўйича қатламнинг ўртасида) иккинчи гидроруб тайёрланади.

Эксплуатация даврида кудук томининг ювилиши текис ўтиши учун камерада оз миқдорда «юриш линзалар» деб номландиган нефть қолдирилади. Нотекис ювилган жойларда чуқурликлар

Айрим ҳолларда бир-бирига яқин бир нечта қудуқлар қазилари ва улар сув билан ювилади. Уларнинг кейинчалик эксплуатациясида сув битта қудуққа берилади. Намакоб эса навбат билан бошқа қудуқлардан олинади.

Сода корхоналарида туз концентрацияси нормал бўлим (н.б.) ўлчамида берилади. 1 л эритмада модданинг 1/20 г эквиваленти мавжудлиги 1 нормал бўлимга (н.б.) мувофиқ бўлади. Сода корхоналарида қўлланилаётган намакобларнинг концентрацияси 104–106 н.б. бўлади.

Кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришда ҳажми 4500 м<sup>3</sup> бўлган резервуарларда намакоб сақланади. Каррозияга қарши бетон қатлами билан ичидан футеровка қилинади.

1 т кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш учун тахминан 1,5 т ош тузи сарфланади. Ушбу сабабга кўра ва туз намакоб шаклида қўлланилгани учун кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш корхоналари туз конларига яқин жойда қурилади.

### 1.2.2. Нефелин

Нефелиннинг кимёвий формуласи  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$ . Унинг комплексли қайта ишланиши натижасида таркибида сода ва поташ мавжуд эритмалар ҳосил бўлади. Ушбу эритмалардан кальцинацияланган сода ва поташ олинади.

### 1.2.3. Табиий сода

Юқорида кўрсатилганидек табиат қўлларнинг рапасида сода мавжуд бўлади (масалан, АҚШ Калифорния штатидаги Сирруэлл кўлида). Бундан ташқари қуйидаги қаттиқ моддаларнинг конлари учрайди; трона —  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , нахколит —  $\text{NaHCO}_3$ , даусонит —  $\text{NaAl}(\text{OH})_2\text{CO}_3$ .

### 1.2.4. Карбонатли хом ашё

Углерод диоксид ва оҳақли сут олиш учун бўр ва оҳақ тошлар ( $\text{CaCO}_3$ ) қўлланилади. Кўпинча оҳақли тош қўлланилади, чунки бўрнинг ғовақларида намлик буғлатиш учун қўшимча ёқилғи сарфланади, ҳамда печь газида углерод диоксиднинг концентрацияси камаяди. Оҳақ тошнинг зичлиги 2400–2900 кг/м<sup>3</sup>, курук бўрники 1600–2000 кг/м<sup>3</sup> ни ташкил қилади.

Куйдириш жараёнида бўр кўпроқ ёрилади, унинг мустақамлиги кам бўлгани учун майда фракциялар кўпайиб кетади ва бунинг натижасида омехтанинг гидравлик қаршилиги ошиб кетади.

### Бўр ва оҳактошнинг тахминий таркиби, (%)

*1-жадвал*

Компонентлар	Бўр		Оҳактош	
	Намли	Курук	Намли	Курук
$\text{CaCO}_3$	79,7	98	95	95,75
$\text{MgCO}_3$	0,5	0,62	2,0	2,02
$\text{CaSO}_4$	0,1	0,13	0,5	0,51
$\text{SiO}_2$	0,8	1,0	1,0	1,01
$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3$	0,2	0,25	0,7	0,71
$\text{H}_2\text{O}$	18,7	-	0,8	-

«Кўнғирот сода заводи» УК да қуйидаги таркибда Джамансой конининг оҳактоши қўлланилади:  $\text{CaCO}_3$ -95,0;  $\text{CaO}$ -54,70;  $\text{MgO}$ -0,72;  $\text{SiO}_2 + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3$ -0,42.

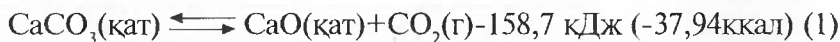
1 т кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш учун 100%  $\text{CaCO}_3$  ҳисобидан 1,1–1,25 т карбонатли хом ашё сарфланади. Одатда сода корхоналари ош тузи ва оҳак тош конлари ёнида қурилади. Карбонатли хом ашё очиқ карьерлардан ишлаб чиқарилади. Унинг учун конда шурфлар қазилади ва унга портловчи модда солинади, портлатилади ва ундан кейин вагонлар билан бўлаклаш – навлаш қурилмага олиб борилади. Куйдириш учун 40–120 мм ўлчами бўлган зарралар қўлланилади. Шунинг учун майда ва йирик зарралар ажратилади. Ўрта фракция истеъмолчига темир ёки канат йўли билан юборилади. 40 мм дан кичик бўлган зарралар қурилиш материаллар ишлаб чиқариш ва ҳозода қўлланилади. Ўлчами 120 ммдан катта бўлган зарралар қайта бўлаклашга юборилади. Айрим корхоналарда оҳак тош зарраларининг минимал ўлчами 30 мм ва максимал ўлчами 150 мм ни ташкил қилади.



## 2-боб. ОҲАК ВА УГЛЕРОД ДИОКСИДНИНГ ОЛИНИШИ

### 2.1. Карбонатли хом ашёнинг куйдириш жараёнининг физик-кимёвий асослари

Оҳак ва углерод диоксид карбонатли хом ашёни куйдириш билан куйидаги реакция бўйича олинади:



Нормал босимда ва 0°С температурада реакциянинг иссиқлиги – 178,0 кДж ни ташкил қилади. Кирхгофф қонунига биноан доимий босимда реакциянинг иссиқлик эффектини температурага боғлиқлиги куйидаги формула бўйича аниқланади:

$$\Delta H_T = \Delta H_0 + \int \Delta C_p dT \quad (2),$$

Бу ерда  $\Delta C_p$  – реакциянинг бошланғич ва якуний маҳсулотлари иссиқлик сифимларининг фарқи.

Тенгламага мувофиқ куйдириш зонасида пастки температура чегараси 900 °С бўлганида  $\text{CaCO}_3$  парчаланиш реакциясининг иссиқлик эффекти  $\Delta H_{1173} = -163,9$  кДж ташкил қилади ва юқори температура чегараси 1200°С бўлганида  $\Delta H_{1473} = -153,5$  кДж. Куйдириш зонасида ўрта иссиқлик эффектини -158,7 кДж деб, қабул қилиш мумкин.

Системанинг фазавий ҳолатини ҳисобга олганда реакциянинг (1) мувозанат константаси фақат газдаги углерод диоксиднинг концентрациясига боғлиқ бўлади, яъни  $K_c = C_{\text{CO}_2}$  ёки  $K_p = P \cdot c_{\text{CO}_2}$ .

Ушбу системада углерод диоксидини мувозанатли парциал босими ( $P_{\text{CO}_2}$ ) фақат мустақил ўзгарувчан температурага боғлиқ бўлади, чунки системада учта фаза ва иккита мустақил компонент бўлгани учун, у моновариантли ҳисобланади.

Берилган система учун углерод диоксиднинг мувозанатли парциал босимининг температурага боғлиқлиги 2-жадвалда келтирилган.

Температура, °C	P*co <sub>2</sub>	Температура, °C	P*co <sub>2</sub>	Температура, °C	P*co <sub>2</sub>
800	183	852	381	894	716
819	235	871	357	898	760
830	255	881	603	950	1490
840	311	891	684	1000	1710

Жадвалда келтирилган экспериментал маълумотларни қуйидаги формула билан умумлаштириш мумкин:

$$\lg P^*_{\text{CO}_2} = - \frac{880}{T} + 9,88$$

Функционал боғланишни  $P^*_{\text{CO}_2} = K(T)$  тенглама (2) ва Вант-Гофф тенгламалари билан аниқлаш мумкин.

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2}$$

Буни эътиборга олиб, қуйидаги тенгламани ҳосил қилишимиз мумкин:

$$P^*_{\text{CO}_2} = \frac{\Delta H_{\text{CO}_2}}{RT} + \frac{2,53}{R} \ln T - \frac{4,19 \cdot 10^{-3}}{R} T - \frac{0,525 \cdot 10^5}{2RT^2} + C,$$

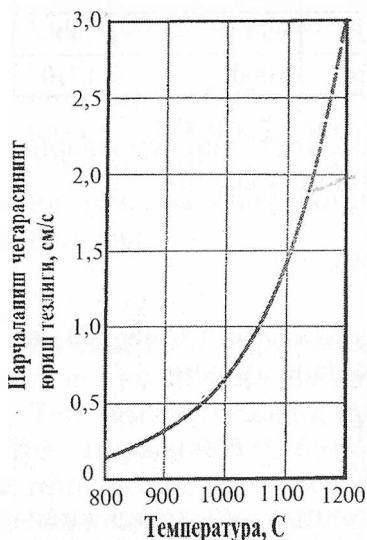
бу ерда C – интеграллаш константаси

Аниқ айтганда, P\*co<sub>2</sub> қиймати температурадан ташқари CaO ва CaCO<sub>3</sub> кристалларининг дисперслигига ҳам боғлиқ бўлади.

Шу муносабат билан CO<sub>2</sub> нинг бир хил босимида табиий карбонатларнинг парчаланиш температураси ҳар хил бўлиши мумкин. Масалан, P\*co<sub>2</sub> = 1кгк/см<sup>2</sup> бўлганда бўрнинг парчаланиш температураси мрамарнинг парчаланиш температурасига нисбатан 30°C паст бўлади.

$\text{CaCO}_3$  парчаланиш жараёни ўтиши мумкин фақат мувозанатли босим  $\text{CO}_2$  нинг газ фазадаги босимидан юқори бўлса.

Оҳакли печдаги куйдириш жараёнида  $\text{CO}_2$  нинг печь газидаги максимал парциал босими  $30^0\text{мм.см.уст.ташкил}$  қилади. 3-жадвалдан кўриниб турибдики,  $\text{CO}_2$  нинг ушбу босимида  $\text{CaCO}_3$  нинг парчаланиши тахминан  $840^\circ\text{C}$  температурада бошланади. Лекин парчаланишнинг бу бошланғич температураси фақат оҳактош (ёки бўр) зарраларнинг юзасидаги қатламга тегишли ва бу ердан ажралиб чиқаётган углерод диоксиди газ оқими билан олиб кетилади.



### 3-расм.

$\text{CaCO}_3$  парчаланишнинг атроф-муҳит температурасига боғлиқлиги.

Ишлаб чиқариш шароитлари учун кальций карбонатнинг парчаланиш тезлиги катта аҳамиятга эга, чунки у куйдиришнинг давомийлиги, яъни печнинг унумдорлигига таъсир қилади.

Зарранинг парчаланган ва парчаланмаган қисмлари орасидаги чегарани визуал аниқлаш мумкин.

Парчаланиш тезлиги асосан парчаланиш температурасига боғлиқ бўлади. 3-расмдан кўриниб турибдики, оҳактош куй-

ламга тегишли ва бу ердан ажралиб чиқаётган углерод диоксиди газ оқими билан олиб кетилади. Парчаланиш чегараси зарраларга чуқурлашиши билан уларнинг ички қисмларидан  $\text{CO}_2$  чиқиши кийинлашиб кетади ва карбонатни деярли тўлиқ парчалаш учун зарраларнинг парчаланмаган ички қисмларининг устидаги углерод диоксиди атмосфера босимига тенг бўлиши керак. Шунда зарраларнинг ички қисмларини парчалаш учун температурани  $900^\circ\text{C}$  гача ошириш зарурдир. Демак, печдаги температуранинг пастки чегараси  $900^\circ\text{C}$  деб ҳисоблаш мумкин. Ушбу температурани куйдириш зонадан киришда ва чиқишда минимал деб қабул қилинади.

Ишлаб чиқариш шароитлари учун кальций карбонатнинг парчаланиш тезлиги катта аҳамиятга эга, чунки у куйдиришнинг давомийлиги, яъни печнинг унумдорлигига таъсир қилади.

диришда температура ошиши билан  $\text{CaCO}_3$  нинг парчаланиш тезлиги кескин ошиб боради. Ушбу қонуниятни қуйидаги тенглама билан акс эттириш мумкин:

$$\lg R = 0,003145t - 3,3085,$$

бу ерда  $R$  – парчаланиш чегарасининг сурилиш тезлиги, см/с;  
 $t$  – температура, °С.

Тенг шароитларда зарранинг тўлиқ қуйдиришнинг давомийлиги зарранинг ўлчамига боғлиқ бўлади (3 а-расм).

Бундан ташқари қуйдиришнинг давомийлиги қуйидаги омилларга боғлиқ: қуйдирилаётган материалга иссиқлик узатиш тезлиги (яъни ёқилғининг ёниш тезлиги, ёниш маҳсулотларининг аралаштириш шароитлари, уларнинг қуйдирилаётган материал билан контакт юзаси ва ҳ.к.). Мавжуд бўлган ишлаб чиқаришларда ёқилғи сифатида кокс ёки антрацит қўлланилади. Ўзбекистон республикаси «Қўнғирот сода заводи» УК да ёқилғи сифатида табиий газ қўлланилади. Бу ҳолда печдан чиқаётган газда  $\text{CO}_2$  концентрацияси нисбатан камайиб (28%) ҳисобига печнинг унумдорлиги пасайиб кетмайди.

Ҳосил бўлаётган оҳакнинг кристаллик структураси ҳам қуйдириш температураси ва давомийлигига боғлиқ. Юмшоқ шароитларда, яъни қуйдириш температураси тахминан 1150 °С бўлганида, ғовакли катта солиштирма юза ва юқори реакцион активлиги билан оҳак ҳосил бўлади. Бундан юқори температураларда оҳакнинг рекристаллизация жараёни бошланади. Бу ҳолда оҳакнинг зичлиги ошади, солиштирма юзаси камаяди ва шунинг билан бир вақтда оҳакнинг активлиги камаяди. Қуйдиришнинг температураси ва давомийлиги қанча юқори бўлса шунча чуқурроқ рекристаллизация жараёни ўтади. Натижада активсиз оҳак ҳосил бўлади. Шу муносабат билан қуйдириш зонасида температура 1200°С дан оширилмайди.

Амалиёт шунни кўрсатадики, ўта қуйиш асосан майда зарраларда кузатилади ва бу қонуният қуйидаги фикрлардан келиб чиқади.  $\text{CaCO}_3$  нинг парчаланиши иссиқлик ютиши билан ўтади ва шунинг учун парчаланиш жараёни тўлиқ тамом бўлмагунча қуйдирилаётган зарранинг температураси атрофи-

даги иссиқ газларнинг температурасидан паст бўлади. Йирик зарраларга нисбатан майда зарраларнинг парчаланиши тезроқ яқунланади. Шунинг учун атрофидаги газ мухитнинг температурасигача майда зарралар тезроқ эрийди ва уларга ушбу юқори температура кўпроқ вақт давомида таъсир қилади.

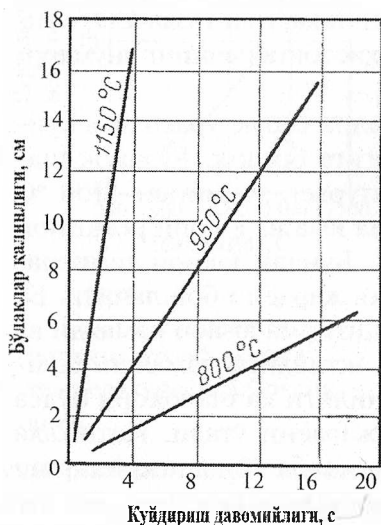
Печга юклашдан олдин ёқилғи (кокс ёки антрацит) карбонатли хом ашё билан аралаштирилади. Шундай қилиб, ёқилғи оҳактош ёки бўр зарраларнинг орасида ёнади ва унга ҳам ҳавога иссиқлик беради. Ёқилғи тўлиқ ёнмаслигидан иссиқлик йўқотилишини бартараф этиш учун печга стехиометриядан юқори миқдорда ҳаво бериледи.

Сода ишлаб чиқаришда печ газида углерод диоксидининг концентрацияси максимал юқори бўлишига ҳаракат қилинади. Шунинг учун ортиқча берилётган ҳавонинг миқдори 5% дан ошмаслиги керак. Ёқилғи тўлиқ ёниши учун зарралар орасида ёқилғи ва ҳаво текис тақсимланиши зарур. Бунга эришиш

учун печнинг кўндаланг кесими бўйича омихтанинг қаршилиги бир хил бўлиши керак.

Ёқилғи тўлиқ ёнмаслиги натижасида ҳосил бўлган углерод монооксид кейинроқ юқори температурада кислород билан учрашиш натижасида тўлиқ ёниб,  $\text{CO}_2$  ҳосил қилади. Бошқа томонидан юқори температурада углерод диоксид ёқилғининг углероди билан реакцияга киришади ва углерод монооксидни ҳосил қилади.

Ёқилғилар таркибида бир қанча учувчан қўшимчаларнинг кўп қисми ёнмайди ва печнинг юқори зонасида йиғилади. Бу ерда кислород ҳам бўлади ва уларнинг температураси оловланиш нуқтасидан паст бўлади.



### 3 а-расм.

Турли ўлчамдаги оҳактош бўлақларининг куйдириш давоми.

Одатда ёқилғининг кулида  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  лар мавжуд. Бундан ташқари таркибида  $\text{MgCO}_3$  ва  $\text{CaSO}_4$  лар бўлиши мумкин. Айрим ҳолатларда  $\text{NaCl}$  ҳам учраши мумкин. Кўрсатилган оксидлар бир-бири ва  $\text{CaO}$  билан реакцияга кириш натижасида оҳакли печда куйдириш температурасида суюқланиб кетадиган бирикмалар ҳосил қилиши мумкин (масалан,  $\text{CaO}$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  нинг суюқланиш температураси  $1225^\circ\text{C}$ ,  $2\text{FeO}^* \text{SiO}_2 - 1065^\circ\text{C}$ ,  $\text{CaO}^* \text{FeO}^* 2 \text{SiO}_2 - 1100^\circ\text{C}$ ). Бундан ташқари бошқа куйидаги қийин суюқланувчи бирикмалар ҳосил бўлиши мумкин: силикатлар, ферритлар, алюминатлар ва кальций алюмосиликатлари.

Ушбу барча бирикмалар зарар балласт бўлиб ҳисобланади ва улар билан  $\text{CaO}$  нинг бир қисми йўқолади. Мавжуд бўлган  $\text{MgO}$  ва  $\text{CaO}$  лар суюқланган бирикмаларнинг массасини оширади. Ҳосил бўлган суюқ фаза  $\text{CaO}$  заррачалар юзасини қоплайди. Пайдо бўлган қоплама куйдириш зонасидан чиқишда совийди ва қотиб қолади. Қотган суюқланманинг қопламаси билан қопланган оҳакнинг заррачалари кейинчалик сўндириш жараёнида сув билан реакцияга киришмайди ва оҳакли сутни тозалашда улар ундан активсиз оҳак сифатида ажратилади. Улар фақат майдалангандан кейин сув билан реакцияга киришиши мумкин, яъни инерт қоплама бузилганидан кейин. Бундан ташқари оҳакнинг айрим зарралари қотаётган суюқланма ёрдамида бир-бирига ёки печь деворига ёпишиши мумкин. Бунинг натижасида печнинг деворида катта зарралар пайдо бўлади.

Енгил суюқланувчи бирикмалар таркибидан кўриниб турибдики, кремний ва темир оксидларини хом ашёда ва ёқилғи кулида энг зарар қўшимчалар деб ҳисоблаш мумкин.

Темир оксидлари таъсирида таркибида 60%  $\text{SiO}_2$  бўлган печнинг футеровкасига салбий таъсир кўрсатади. Кремний оксиди  $\text{FeO}$  билан енгил суюқланувчи бирикмалар ҳосил қилади.  $\text{FeO}$  печь газлар таркибидаги  $\text{CO}$  газини  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  билан реакцияга киришиш натижасида ҳосил бўлиши мумкин.

Киздирилиш натижасида карбонат хом ашё таркибида мавжуд бўлган магний карбонат ҳам куйидаги реакция бўйича парчаланadi:



Ушбу системадаги  $\text{CO}_2$  нинг мувозанатли босими (мм. см.уст) фақат температурага боғлиқ:

3-жадвал

№	Температура, °С	$P^*_{\text{CO}_2}$	Температура, °С	$P^*_{\text{CO}_2}$
1	447	10,5	677	61,2
2	487	12,9	727	316,5
3	517	15,5	747	602,5
4	557	21,1	756	760,0
5	597	31,3		

Ушбу маълумотлардан кўриниб турибдики;  $\text{CaCO}_3$  га нисбатан  $\text{MgCO}_3$  устидаги  $\text{CO}_2$  нинг босими паст температурада атмосфера босими билан тенглашади, яъни магний карбонат осонроқ парчаланadi. Демак,  $\text{CO}_2$  газини магний карбонатдан ҳам олиш мумкин деб хулоса қилса бўлади.

Лекин,  $\text{CaCO}_3$  парчаланиш юқори температураларида ҳосил бўлаётган  $\text{MgO}$   $\text{NH}_4\text{Cl}$  дан аммиакни регенирация қилиш учун ярамайди. Ушбу температураларда ўта куйган  $\text{MgO}$  ҳосил бўлади ва у жуда секин сув билан реакцияга киришади.

Бундан ташқари, ҳосил бўлаётган  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  нинг  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  га нисбатан эрувчанлиги 200 баробар кам ва шунинг учун унинг активлиги анча кам бўлади. Магний оксид печда ҳосил бўлган бошқа бирикмаларнинг суюқланмаларида эриши мумкин ва бунинг ҳисобига суюқ фазаларнинг температураси пасайиб кетади. Шу сабабга кўра  $\text{MgO}$  таъсирида печнинг футеровкасини бузилишига олиб келади. Шунинг учун карбонатли хом ашёнинг таркибидаги  $\text{MgCO}_3$  ни зарар балласт деб ҳисоблаш мумкин.

Карбонатли хом ашё ва ёқилғи таркибидаги намликни буғлатиш учун қўшимча ёқилғи ва уни ёндириш учун қў-

шимча ҳаво сарфланади. Натижада азот миқдори кўпайгани сабабли печдан чиққан газнинг таркибида  $\text{CO}_2$  газнинг концентрацияси камайиб кетади. Назария бўйича фақат кальций карбонатни парчалаш учун 100 кг  $\text{CaCO}_3$  га 4,6 кг углерод сарфланиши керак. Бу ҳолда  $\text{CO}_2$  нинг печь газигаги концентрацияси 49,1 % ни ташкил қилади. Ёқилғи сарфи назария бўйича  $\text{CO}_2$  нинг мумкин бўлган концентрациясига таъсири қуйидаги маълумотларда келтирилган:

4-жадвал

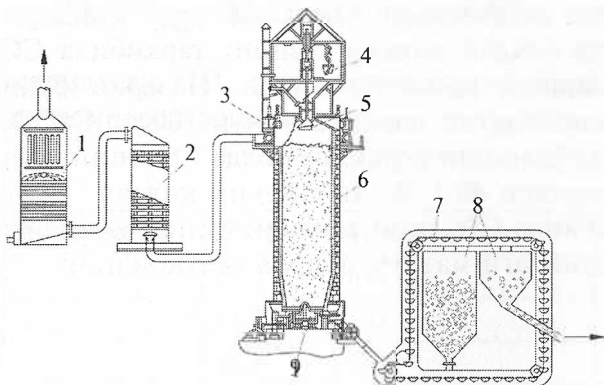
Ёқилғининг сарфи, кг/100 кг $\text{CaCO}_3$	7	8	9	10	12	14
$\text{CO}_2$ концентрацияси, %	42,0	40,0	38,8	36,9	35,6	33,7

## 2.2. Оҳак ва углерод диоксид ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси

Сода ишлаб чиқаришда оҳакли печь газларида мумкин қадар  $\text{CO}_2$ нинг юқори концентрациясини таъминлаш керак. Ушбу концентрация ёқилғининг солиштирма сарфига боғлиқ ва у ўз навбатида, оҳакли печнинг иссиқлик йўқолишларига боғлиқ. Шу нуқтаи назардан печдан чиқиб кетаётган оҳак ва газ билан иссиқлик йўқолишлари минимал бўлишига ҳаракат қилиш керак. Ушбу талабларга шахта туридаги печь юқори даражада жавоб беради, чунки бу ерда қаттиқ ва газ фаза орасида яхши иссиқлик алмашиниши кузатилади. Печнинг вертикал шахтасига тепадан карбонатли хом ашё ва ёқилғининг аралашмаси берилади, пастдан эса ҳаво берилади.  $900^\circ\text{C}$  температурада куйдириш зонасидан чиқиб кетаётган иссиқ газлар тепага кўтарилиб, бу ерда берилаётган омехтани оловланиш температурасигача қиздиради ва ўзи  $100\text{--}140^\circ\text{C}$  температурагача совутилади.

«Кўнғирот сода заводи» УК да шахтали печга ёқилғи сифатида табиий газ берилади.





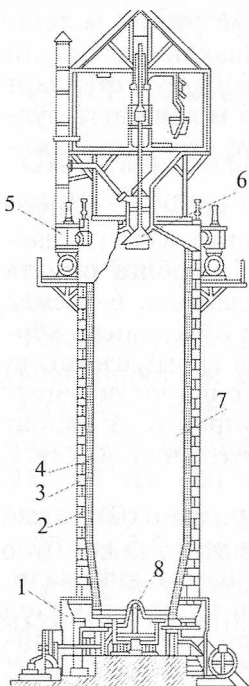
#### 4-расм.

Оҳак ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси:

1 – электрофилтр; 2 – газ ювгичи; 3 – умумий коллектор; 4 – вагонетка; 5 – юклаш механизми; 6 – печь; 7 – чўмичли транспортёр; 8 – бункерлар; 9 – чиқарувчи механизм.

Бошқа томонидан,  $900^{\circ}\text{C}$  температура билан куйдириш зонасидан чиқаётган иссиқ оҳак пастга тушишда печга берилётган совуқ ҳаво билан учрашиб, уни қиздиради ва ўзи совийди. Куйдирилаётган омихта билан тўлиқ тўлдирилган печда газ ва қаттиқ фазалар орасида яхши иссиқлик алмашилини таъминланади ва чиқиб кетаётган газлар ва оҳак билан иссиқлик йўқолиши кам бўлади.

Оҳак ва углерод диоксид ишлаб чиқариш технологик схема 4-расмда кўрсатилган. Карбонатли хом ашё оҳакли печга ҳаво канат йўли билан вагонеткаларда (4) ёки бошқа кўтарувчан механизмлар ёрдамида берилади. Омихта бўлимида (схемада кўрсатилмаган) печга беришдан олдин ҳар бир вагонеткага фазалар ёрдамида ёқилғи берилади. Махсус юклаш механизми билан (9) печга олинган омихта берилади. Печдан механизм (9) оҳак билан чиқарилади ва кейинчалик қалқонли чўмичли транспортер (7) билан бункерга (8) берилади. Бункернинг биттаси оҳак захирасини сақлаш учун хизмат қилади, иккинчи бункерда эса оҳакли сут тайёрлаш учун оҳак дозировка қилинади. Ёқилғини ёндириш учун ҳаво печга юқори босимли вентилятор билан берилади (расмда кўрсатилмаган).



5-расм.

Оҳактошни куйдириш шахтали печь:

- 1 — таянч калонна;
- 2 — иссиқлик изоляция қатлами билан ёриқ;
- 3 — қизил ғиштли девор;
- 4 — ўтга чидамли ғиштли девор;
- 5 — юклаш механизми;
- 6 — умумий коллектор;
- 7 — печь шахтаси;
- 8 — чиқариш механизми;
- 9 — фундамент.

энергиянинг сарфи ошади. Карбонатли хом ашёни ва ёқилғини печь тепаси кўтаришга сарфлари ҳам ошади.

Печда ҳосил бўлган газ умумий коллекторга (3) берилади. Бу ерда чангнинг йирик зарралари чўкмага тушади.

Совутиш ва чангдан тозаланиши учун газ коллектордан олдин сувли ювгичга (2) ва кейин электрофилтрга (1) берилади. Ювгичда газ совутилади, йирик чангдан ва қисман сув буғларидан ажратилади. Совутиш натижасида сув буғларининг бир қисми конденсация бўлади.

Электрофилтлда газ жуда майда чанглардан ва тумандан тозаланadi. Совутилган ва тозаланган газ компрессорлар билан карбонизацион колонналарига юборилади.

### 2.3. Оҳакли печлар бўлимининг асосий аппаратураси

Куйдириш печи учта асосий қисмлардан иборат: шахта, юклаш ва чиқариш механизмларидан.

Печларнинг вертикал ғиштли шахтаси турли ўлчамларга эга бўлиши мумкин. Масалан, шахта диаметри 2,3 дан 8 метргача ва баландлиги 12,3 дан 35,0 метргача шахталар учрайди. Печнинг диаметри ошиши билан унинг унумдорлиги ошади ва шунинг билан биргаликда печнинг кесими бўйича омехта ва ҳавонинг текис тақсимланиши қийинлашади. Печнинг баландлиги ошиши билан фазалар контактининг вақти ошади, чиқиб кетаётган оҳак ва газ билан иссиқликнинг йўқотилишлари камаяди. Бунинг натижасида ёқилғининг сарфи камаяди ва газдаги  $\text{CO}_2$  нинг концентрацияси ошади. Шунинг билан биргаликда печнинг баландлиги ошиши билан омехта қатламининг гидравлик қаршилиги ва ҳаво узатишга

Қўлланилаётган энг катта печларнинг диаметри 6,2 м ташкил қилади, шахтанинг баландлиги — 22,6 м, шакли цилиндрли бўлади. Бундай печнинг унумдорлиги 300–310т/сут стандарт оҳак (85%СаО) бўлиши мумкин. Диаметри 3,5 м дан катта бўлган печларнинг пастки қисми кесилган конус шаклида бажарилади.

Печларнинг айрим конструкцияларида тепа қисми ҳам шундай бўлади. Ушбу конструкциялар қўлланилиши ҳисобига шахтанинг тепа ва пастки кесимлари камайиши ҳисобига омихта ва ҳавонинг печга текис тақсимланиши осонлашади. 6-расмда ички диаметри 4,7 м ва шахта баландлиги 18 м бўлган печь кўрсатилган. Шахтанинг ички қисми шамотли ёки хроммагnezитли фиштлардан (4) иборат. Хроммагnezитли фишт шамотли фиштга нисбатан капитал таъмирлаш ораларида кўпроқ вақт хизмат қилиши мумкин, ҳамда ўтга ва кимёвий муҳитга чидамлилиги юқори.

Шахтанинг ташқи қисми оддий қизил фишдан (3) бажарилган. Ўтга чидамли ва қизил фишт орасида эни 2,5 мм бўлган иссиқлик изоляцияси ёки майдаланган шамот қуйилади. Бунинг ҳисобига қиздирилишда ўтга чидамли қатлам бемалол кенгайиши мумкин ва унинг юзасида ёриқлар пайдо бўлмайди. Одатда шахта эни 12 мм бўлган пўлатли кожух билан ўралган бўлади. Кожух ва печни фишти орасида эни 60мм бўлган майдаланган шамот ўрнатилади ва у иссиқлик йўқолишларни камайтириш учун иссиқлик изоляция сифатида ҳам хизмат қилади.

Печнинг шахтаси чўянли қалқонга таянади. Қалқон ўзига барча юкламани қабул қиладиган бетонли фундаментнинг устида турган 8 та таянч калонналарга жойлашган бўлади. Шахта тепасидан темирбетон том билан ёпилади ва унга юклаш қурилма(5)си бириктирилади. Омихта турли ўлчамдаги зарралардан иборат. Майда зарраларнинг йиғилиб қолиши йирик зарраларга нисбатан юқори гидравлик қаршилигини ҳосил қилади.

Келаётган ҳавони печнинг кесими бўйича текис тақсимлаш учун омихтанинг қаршилиги печни барча кесими бўйича бир хил бўлиши керак. Бунинг учун мумкин қадар турли ўлчамдаги зарралар печнинг кесими бўйича текис тақсимланиши керак. Бундан ташқари юкланаётган материалнинг юқори сатҳи горизонтал сатҳига яқин бўлиши керак. Ушбу талабларни бажариш юклаш механизми (5) ёрдамида амалга оширилади.

### 3-боб. ОҶАКЛИ СУТНИНГ ОЛИНИШИ

#### 3.1. ОҶақ сўндиришнинг физик-кимёвий асослари

ОҶақ таркибидаги кальций оксид ва сув билан қуйидаги реакция бўйича сўндирилади:

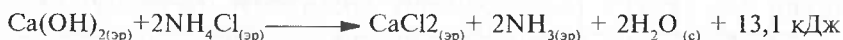


Реакция натижасида «пушонка» деб номланадиган тўкилувчан порошок ҳосил бўлади.

Сувда  $\text{Ca(OH)}_2$  яхши эрмайди, температура ошиши билан эрувчанлиги камаяди. Масалан,  $0^\circ\text{C}$  температурада 0,185 г  $\text{CaO}$ ,  $100^\circ\text{C}$  да -0,077 г 100 г сувда эрийди.  $\text{Ca(OH)}_2$  эриши натижасида иссиқлик ажралиб чиқади, унинг миқдори ҳосил бўлган эритманинг концентрациясига боғлиқ.

Кальций гидроксиднинг эрувчанлиги кам бўлгани учун аммоний хлоридни парчалаш учун оҶақли сут деб номланган  $\text{Ca(OH)}_2$  нинг сувдаги суспензияси қўлланилади.

Аммоний хлорид билан эритмадаги кальций гидроксид реакцияга киришади:



Кальций гидроксид сарфланиши билан унинг қаттиқ фазадан эриши давом этади. Натижада аммоний хлориднинг парчаланиш тезлиги  $\text{Ca(OH)}_2$ нинг эриш тезлигига, яъни жараённинг гидродинамик шароитларига боғлиқ бўлади (масалан, аралаштириш интенсивлигидан, фазалар контактнинг юзасидан, бу эса ўз навбатида кальций гидроксиднинг дисперслигига боғлиқ бўлади: майда заррачалар тезроқ эрийди).

$\text{Ca}^{2+}(\text{CaCl}_2)$  ионларнинг эритмадаги концентрацияси кескин ошиб,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{Ca(OH)}_2$  ларнинг миқдорлари кўпайиб кетганда аммоний хлорид парчаланишининг якуний поғонасига оҶақли сутнинг дисперслик даражаси сезиларли таъсир қилади.

ОҶақли сутнинг бошқа тенг шароитларда дисперслиги қанча



сутга нисбатан ҳосил бўлган «пушонканинг» дисперсли даражаси ҳам бўлади, чунки сув миқдори кўп бўлганида оҳак тез сўндирилади.

Аммоний хлориддан аммиакни регенерация қилиш учун пушонка қўлланилса, чиқинди суяқликнинг ҳажми камаяди, лекин ушбу ижобий омилга қарамасдан регенерация жараёнида оҳакли сут қўлланилади, чунки «пушонканинг» дисперслиги жуда юқори бўлади. «Пушонканинг» таркибида қўшимчалар кўп ва шунинг учун уни дозировка ва транспортировка қилиш қийин. Сода корхоналарида дистилляция бўлимига юкломани камайтириш учун иложи борица концентрланган оҳакли сут тайёрланади. Аммо максимал мумкин бўлган суспензиянинг концентрацияси унинг қовушқоқлиги билан чегараланган. Температура ошиши билан суспензиянинг қовушқоқлиги ошиб боради. Шунинг учун сўндиришнинг юқори температурасида таркибида кўп миқдорда  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  мавжуд юқори дисперсли оҳакли сут олиш мумкин.

Оҳак сутнинг сифатига оҳакнинг сифати таъсир қилади. Қўшимчалар (айниқса  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) унинг қовушқоқлигини оширади. Карбонатли хом ашёнинг куйдириш температураси катта аҳамиятга эга: у қанча юқори бўлса шунча ҳосил бўлган оҳак секин сўндирилади ва ҳосил бўлган оҳакли сутнинг дисперслиги кам бўлади (6-расм). Куйдириш температураси  $1350^\circ\text{C}$  дан юқори бўлса деярли сув билан сўндирилаётган оҳак ҳосил бўлади.

Оҳакнинг қўшимчаларидан кальций сульфат сўндиришнинг давомийлигига энг кўп таъсир этади. Унинг миқдори ошиши билан сўндиришнинг тезлиги камаяди.

Оҳакли сутнинг тахминий таркиби ва хусусиятлари:

Миқдори, н.б.

$\text{CaO}$  ум.....210–260

$\text{CaO}$  эр.....200–250

$\text{CaCO}_3$  .....10–12

Миқдори, г/л

$\text{SiO}_2 + \text{HCl}$  да эримайдиган қўшимчалар.....20–30

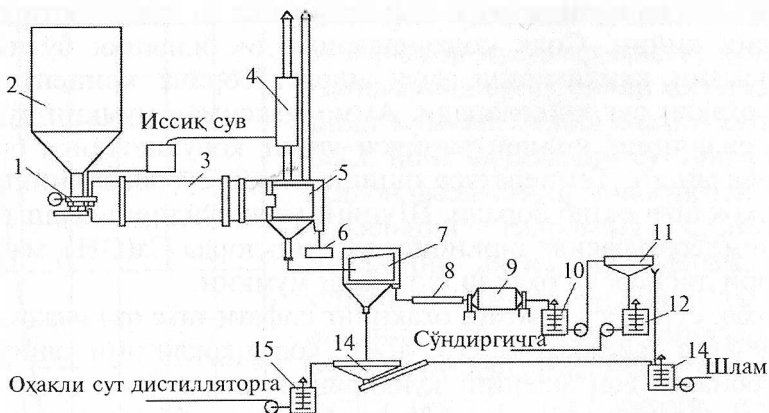
$\text{R}_2\text{O}_3$ .....5–8

$\text{Mg}(\text{OH})_2$ .....1–2

Зичлик (нисбий).....1,25–1,3

### 3.2. Оҳакли сут олишнинг технологик схемаси

Оҳакли сут олишнинг технологик схемаси иккита асосий операциялардан иборат: оҳакни иссиқ сув билан сўндириш ва оҳакли сутни куйдирилмаган карбонатли хом ашёнинг йирик зарралардан, майда чала куйган доналардан, ўта куйган доналардан ва бошқа эрувчансиз қўшимчалардан тозалаш.



7-расм.

Оҳакли сут тайёрлашнинг технологик схемаси:

1 – лотокли таъминловчи; 2 – ишчи бункер; 3 – барабан – сўндиргич; 4 – конденсатор; 5 – йирик недопал учун ковлаш барабани; 6 – транспортёр; 7 – майда недопал учун ковлаш барабани; 8 – шнек; 9 – хўл майдалаш учун шартли тегирмон; 10 – кучсиз оҳакли сутнинг аралаштиргичи; 11 – виброгрохот; 12 – тозаланган кучсиз оҳакли сутнинг аралаштиргичи; 13 – чиқинди шламнинг аралаштиргичи; 14 – классификатор; 15 – концентранг оҳакли сутнинг аралаштиргичи.

Сўндириш бўлимининг технологик схемаси 7-расмда кўрсатилган. Ишчи бункердан (2) оҳак таъминловчи (1) билан айланма барабан-сўндирувчига (3) берилади. Бу ерда бир вақтда қиздирилган сув ва оҳакнинг қўшимчаларини ювган

сувлар (ожиз оҳакли сут) берилади. Сўндиргичда (3) оҳак сўндирилади ва таркибида турли ўлчамдаги қаттиқ зарралар билан оҳакли сут ҳосил бўлади. Оҳакли сут қўшимчалар билан биргаликда тешиқларининг ўлчами 40 мм бўлган элакдан иборат сортлаш барабанига (6) келиб тушади. Сортлаш барабани сўндиргичнинг давоми бўлиб, унинг билан биргаликда айланади ва оҳакли сутни чала куйган зарраларидан ажратиб беради.

Чала куйган карбонатли хом ашёнинг йирик зарралари (40 мм дан юқори) барабаннинг охирида иссиқ сув билан ювилади ва транспортер (6) билан қайта куйдириш учун оҳакли печга узатилади.

Сортлаш барабан (5) кожухнинг ичига жойлашган, унга эса сўндиргичда ҳосил бўлган буғни чиқариш учун иккита қувур уланган. Бир қувур сўндиришга сарфланаётган сувни буғ билан қиздирадиган конденсатор билан (4) уланади, иккинчи қувур эса таъмирлаш ва конденсаторни тозалашни мўлжаллаб, атмосферага чиқарилган.

Оҳакли сут ўлчамлари 40 мм дан кам бўлган қаттиқ зарралар билан барабаннинг (5) тешиқларидан ўтади ва майдароқ зарраларни ажратиш учун сортлаш барабанига (7) берилади. Сортлаш барабанида тешиқлар ўлчами 2–10 мм бўлган айланма элак жойлашган бўлади. Бу ерда ўлчами 2 мм дан юқори бўлган зарралар оҳакли сутдан ажратилади. Элакдан ўтган оҳакли сут кожухнинг қабул идишига берилади ва ундан кейин классификаторда (14) қўшимчалардан якуний тозаланишдан ўтади. Классификатор тубида чўқаётган шлам рейкали механизм билан чиқарилади, иссиқ сув билан ювилади ва шлам аралаштиргичига (13) келиб тушади. Шламдан тозаланган концентрланган оҳакли сут аралаштиргичига (15) ва ундан кейин дистилляция бўлимига юборилади.

Сортлаш барабанида (7) ўлчами 2 мм дан юқори бўлган қолган қаттиқ зарралар барабан айланиши билан секин сурилиб шнекка (8) келиб тушади ва у ёрдамида ҳўл майдалаш учун шарли тегирмонга (9) узатилади. Тегирмонда майдалаш билан биргаликда оҳакнинг сўндирилиш жараёни ўтади, чун-



ки зарралар майдаланиши натижасида сўндирилмаган оҳакнинг зарралари пайдо бўлади. Тегирмонда ҳосил бўлаётган ожиз оҳакли сут кўшимчалар билан биргаликда аралаштиргичга (10) келиб тушади ва ундан кейин шламда тозаланиш учун марказдан қочма насос билан виброгрохотга (11) берилади. Виброгрохотдан шлам чиқиндиси шлам аралаштиргичига (13) берилади, тозаланган ожиз оҳакли сут аралаштиргичга (12) юборилади ва бу ердан сўндиргичга узатилади.

Дистиллернинг чиқинди суюқлиги билан классификатор ва виброгрохотдан чиқаётган шлам аралаштиргичда (13) суюлтирилади ва бассейнга («оқ денгиз» дейилади) юборилади.

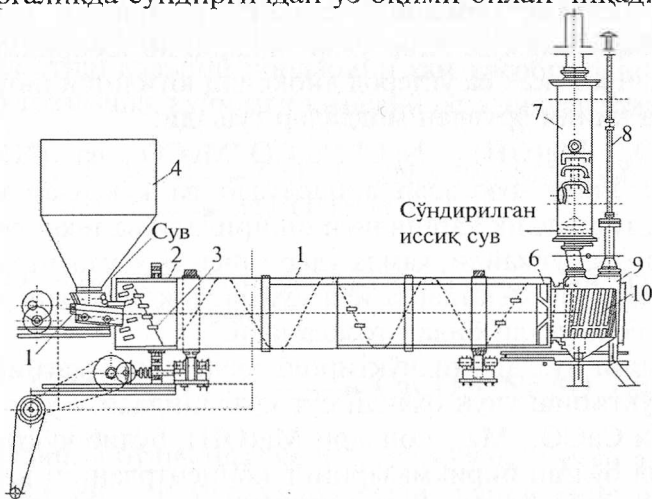
Юқорида кўрсатилган схемадан ташқари бошқа схемалар ҳам бўлиши мумкин, лекин келтирилган схемага нисбатан уларнинг принципиал фарқи бўлмайди.

### 3.3. Оҳакли сут бўлимининг асосий аппаратураси

Оҳак сўндиргичи (8-расм) диаметри 1,75–2 м, узунлиги 12–15 м бўлган пўлатли пайвандланган барабан (5), бандажлар айланиш тезлиги 3–6 айланма/мин ташкил қилади. Сўндиргичнинг корпуси қалинлиги 12–15 мм бўлган варақали пўлатдан тайёрланган. Оҳакли сутнинг қаттиқ зарраларининг механик таъсиридан ичида пўлатли кўйнак (2) билан химоя қилинган (қалинлиги 10 мм). Барабан оҳакли сут чиқиши томонига  $0,5^{\circ}$  қиялик билан жойлашган. Оҳакнинг юришини тезлаштириш ва уни яхши аралаштириш учун барабаннинг ичида спирал бўйича бурчакчалар (3) ўрнатилган ёки барабаннинг узунлиги бўйича бир-биридан айланма бўйича  $60^{\circ}$  масофада олгита пўлатли лента пайвандланган.

Сўндиргич икки томонидан марказий тешиклари мавжуд қопқоқлар билан ёпилган. Бир томонидан бункердан (4) тешиклар орқали латокли таъминловчи (1) ёрдамида оҳак ва ожиз оҳакли сут берилади, иккинчи томонидан эса концентранган оҳакли сут ва йирик қаттиқ чиқиндилар чиқарилади. Чиқиндилар сўндиргичнинг ичида чиқарувчи чўмичлар (6) билан чиқарилади ва барабан айланиши натижасида улар-

нинг ичида парчаланмаган карбонатли хомашёнинг зарралари ва ўта куйган зарралар тушади. Ушбу зарралар сўндиргичнинг давоми бўлган чала куйдирилган зарраларнинг сортлаш барабанига (10) келиб тушади. Оҳакли сут майда қўшимчалар билан биргаликда сўндиргичдан ўз оқими билан чиқади.



**8-расм.**

Оҳак сўндиргичи:

1 — лотокли таъминловчи; 2 — бункер; 3 — ички кўйлак; 4 — бурчакча; 5 — барабан (корпус); 6 — чиқарувчи чўмич; 7 — конденсатор; 8 — тортиш қувури; 9 — навлаш барабанининг қобиғи; 10 — навлаш барабани.

Йирик чала куйган зарралар учун сортлаш барабани (10) сўндиргичга бириктирилган ва унинг билан бирга умумий ўк атрофида айланадиган цилиндрли грохотдир. Грохот барабанининг тешиклари диаметри 40 мм ва қалинлиги 10–12 мм бўлган пўлатли варақалар билан пайвандланган. Барабанининг ички юзасига йўналтирувчи бурчакчалар бириктирилган. Ўлчами 40 мм дан юқори бўлган парчаланмаган зарралар сортлаш барабанидан қайта куйдиришга йўналтирилади.

Оҳак сўндириш бўлимидаги бошқа жиҳозлар стандартли бўлади ва улар оҳакли сутни қўшимчалардан тозалайди.

## 4-боб. ХОМ НАМАКОБНИНГ ДАСТЛАБКИ ТОЗАЛАНИШИ

### 4.1. Қўшимчалардан намакоб тозаланишнинг физик-кимёвий асослари

Хом намакоб таркибида кальций ва магний тузлар қўшимчалари мавжуд. Агар улар чиқарилиб юборилмаса, намакобдан аммиак ва углевод диоксиди ютилиши натижасида чўкмага қийин эрувчан моддалар тушади:

$\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ,  $\text{NaCl} \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$  ва  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$ . Ушбу чўкмалар аппаратлар ва қувурлар юзасини қоплаб, гидравлик қаршилиги оширилади ва технологик жараён нормал ўтмайди, ҳамда улар тайёр маҳсулотнинг таркибига ўтади. Бу ҳолатларга йўл қўймаслик учун хом намакоб оҳакли сода усули билан тозаланлади.

Кальций тузларини чўктириш учун сода, магний тузларини чўктириш учун оҳакли сут қўлланилади. Бу ҳолда  $\text{Ca}_{2+}$  ионлари  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg}_{2+}$  ионлари  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  бўлиб чўктирилади.

Ҳосил бўлган бирикмаларнинг концентрланган намакобда ва тегишли чўктирувчиларнинг ортиқчилигида эрувчанлиги минимал бўлади.

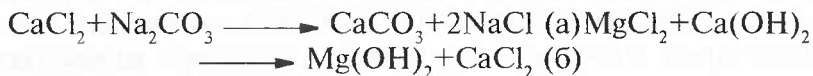
Концентрацияси 310 г/л намакобда ва турли микдорда  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{NaOH}$  бўлганида  $\text{CaCO}_3$  ва  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  ларнинг эрувчанлиги қуйидагича:

*5-жадвал*

$\text{Na}_2\text{CO}_3$ микдори		$\text{CaCO}_3$ нинг эрувчанлиги, мг/л	$\text{NaOH}$ микдори		$\text{NaOH}$ нинг эрувчанлиги, мг/л
г/л	н.б.		г/л	н.б.	
0,00	0,00	59,30	0,00	0,000	9,0
0,26	0,10	9,00	0,05	0,025	1,5
0,40	0,15	6,00	0,10	0,050	1,4
0,53	0,20	5,00	0,20	0,100	0,0
0,66	0,25	4,75			
0,80	0,30	4,25			

Жадвалдан кўриниб турибдики, реагентларнинг ортиқчаси кам бўлганда юқори тозалаш даражасига эришилади, бу эса дозировканинг юқори аниқлигини талаб қилади.

Оҳакли сут билан намакобни магний ионларидан тозалашда эритмага  $\text{Ca}^{2+}$  ионлари ўтади. Шунинг учун намакоб тозаланишида тузнинг таркибидаги кальций тузларидан ташқари янги ҳосил бўлаётган кальций ионларини ҳам ҳисобга олиш керак. Намакоб тозалашда қуйидаги кимёвий реакциялар ўтади:



$\text{SO}^{2-}$  ионлари қуйидаги реакцияга биноан  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ҳолда эритмада қолиб кетадилар:



Дистилляция бўлимида  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  мавжудлиги учун аммиакнинг регенерацияси мураккаблашади, чунки гипс чўкмаси дистиллер юзасини қоплайди ва технологик режим нормал ўтмайди. Намакобдан  $\text{SO}^{2-}$  ионларини йўқотиш учун  $\text{BaCl}_2$  ни қўллаб бўлмайди, чунки сода таркибида барий излари ҳам бўлиши мумкин эмас.

Суспензиядан қаттиқ заррачаларни чўктиришнинг иккита тури мавжуд: эркин ва бирга чўкиш. Эркин чўкишида ҳар бир заррача унинг зичлиги ва ўлчамига боғлиқ бўлган тезлик билан чўқади. Шунинг учун эркин чўкишда тиндирилган суюқлик ва суспензия орасида аниқ чегара кузатилмайди. Одатда суспензия таркибида майда заррачалар бўлгани учун тиндирилаётган суюқлик узок вақт хира бўлиб туради.

Майда заррачаларнинг тез чўкиши фақат биргаликдаги чўкишида амалга ошади, қачонки майда ва йирик заррачалар агрегатлар ҳосил қилса, улар бир хил тезликда чўқади. Бунинг натижасида тиндирилган суюқликнинг аниқ чегараси пайдо бўлади. Чўкиш шароитларига кўра агрегатларнинг чўкиш тезлиги кенг диапазонда ўзгаради (1 м/с дан 4 м/с гача).

Тиндиргичнинг тубида суспензиянинг зичлиги ошади, чўкиш тезлиги секинлашади ва биргаликда чўкиш жараёни шлам зичланиш жараёнига ўтади. Шламнинг зичланиши оғирлик кучи таъсирида ёки аралаштиргичнинг секин ҳаракати таъсирида кузатилади. Агрегатлар ҳосил бўлиши суспензиянинг агрегатив барқарорлигига боғлиқ бўлади, ўз навбатида унга бир қатор омиллар таъсир қилади, хусусан суспензия заррачаларнинг заряд знаки ва қийматидир. Чўкма зичланишидан кейин ўтказилган тадқиқотлар шуни кўрсатдики, намакобда  $Mg(OH)_2$  суспензиянинг заряди « + »  $CaCO_3$  ники « - » бўлиб чиқди. Заряд знаклари қарама-қарши бўлгани учун агрегатлар ҳосил бўлишига ижобий таъсир кўрсатилади. Кальций карбонат суспензиясининг рН ни ўрганишда шу маълум бўлдики, бирламчи бўлган  $Ca^{2+}$  нинг асосий тузлари ўрта тузларга ва чўкишининг бошланғич даврида агрегатлар билан адсорбцияланган ишқорнинг десорбцияси натижасида  $OH^-$  ионлари пайдо бўлади. Шунинг учун  $CaCO_3$  суспензиянинг эскириши билан эритманинг ишқорлиги ошиб боради.

$Mg(OH)_2$  нинг чўкишида эса эритманинг ишқорлиги камайиб баради, яъни эритмадан  $OH^-$  ионлари эритма билан ютилади. Демак, янги чўккан магний гидроксиднинг заряди кўпроқ « + » бўлиши керак. Шундай қилиб, суспензиянинг стабиллигини камайтирадиган ва агрегатлар ҳосил бўлишини осонлаштирадиган шароитлар пайдо бўлади.

Суспензияларнинг агрегатив барқарорлиги уларнинг сольватация даражасига ёки гидратациясига боғлиқ бўлиши мумкин. Эритувчи қобиғи билан қопланган суспензиянинг гидратланган қаттиқ заррачаларни барқарорлиги юқорироқ бўлади. Суспензиянинг эскириш жараёнида унинг гидратланиш даражасини ўзгариши хақида қовушқоқлиги ўзгариши бўйича хулоса чиқариш мумкин. Биргаликда  $CaCO_3$  ва  $Mg(OH)_2$  бошланғич чўкиш жараёнида уларнинг қовушқоқлиги кескин камайиб кетади, чунки заррачалар дегидратацияга учрайди ва ўз навбатида бу агрегатив барқарорлигининг пасайишига олиб келади.

Биргаликдаги чўкишда  $\text{CaCO}_3$  ва  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  чўкмалари микроструктурасини ўзгариши кузатилади. Бирламчи чўкманнинг структураси аморфли бўлади ва у аста-секин кристаллик структурага ўтади. Кальций карбонат кристалларнинг ўлчами 5–10 мкм ташкил қилади, магний гидрооксидиники эса 0,03–0,05 мкм.

Заррачалар қанча майда бўлса, шунча уларнинг агрегатланиши осон ўтади.  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  чўкмаси мавжудлигида нисбатан  $\text{CaCO}_3$  нинг йирик кристаллари осон агрегатланади, чунки магний гидрооксид  $\text{CaCO}_3$  юзасида адсорбция бўлиб, коагулянт ролини бажаради. Моддаларнинг маълум даражадаги дисперсликларини танлаб, юкори чўкиш тезлигига эришиш мумкин.

$\text{CaCO}_3$  ва  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  чўкмаларининг зарядлари қарама-қарши бўлгани учун уларнинг биргаликдаги мавжудлиги ва ўзаро таъсири агрегатланиш ва чўкишнинг тезлигини ошириши керак (6-жадвал).

6-жадвал

Чўкиш тезлигига ва шламнинг зичлигига  
 $\text{Ca}^{2+}:\text{Mg}^{2+}$  нисбатнинг таъсири

$\text{Ca}^{2+}:\text{Mg}^{2+}$	Суспензиядаги микдори, н. б.		Чўкиш тезлиги мм/мин	Шлам ҳажми, бошланғичдан, %		
	$\text{Mg}^{2+}$	$\text{Ca}^{2+}$		2с	3с	24с
-	0,0	2,0	0,70	62,7	35,7	0,6
9	0,2	1,8	25,60	3,0	1,8	1,0
3	0,5	1,5	15,58	3,0	2,0	1,4
1	1,0	1,0	5,50	4,7	4,0	2,6
1/3	1,5	0,5	2,98	11,7	10,0	4,2
1/9	1,8	0,2	2,40	15,8	12,7	5,7
0	2,0	0,0	1,04	47,8	26,8	10,7

6-жадвалдан кўришиб турибдики, чўкишнинг юқори тезлигига эришиш учун намакобда  $\text{Ca}^{2+}$  ионларнинг миқдори  $\text{Mg}^{2+}$  ионларга нисбатан 3–9 баробар катта бўлиши керак. Бу ҳолда чўкма зичланишининг даражаси юқори бўлади ва тозаланган намакобнинг чиқарилаётган шлам билан йўқолишлари камаяди.

Намакобда магний тузларнинг миқдори ошиши билан ҳосил бўлаётган агрегатлар мустаҳкам бўлади ва уларнинг бузилиши қийинлашади. Шунинг учун ушбу агрегатлар билан ҳосил бўлаётган шламнинг ҳажми ошади. Шу муносабат билан таркибида магний кўп намакобни тозалашда  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  қўллашнинг устунлиги бор, чунки оҳақдаги  $\text{Ca}^{2+}$  ионлари натижада  $\text{CaCO}_3$  га ўтади. Бунинг ҳисобига эса суспензияда  $\text{Ca}^{2+}:\text{Mg}^{2+}$  нисбати оширилади. Тозаланаётган намакобнинг температурасини оширилиши ион алмашилиши ва дегидратация жараёнларини тезлаштиради ва индукция даврини давомийлигини қисқартиради. Температура ошиши билан эритманинг ковушқоклиги камаяди, чўкиш тезлиги ва суспензиянинг зичланиши ошади. Лекин температура жуда юқори бўлса ва ўзгариб турса биргаликдаги чўкиш жараёни яхши ўтмаслиги мумкин. Бундан ташқари ишлаб чиқаришнинг кейинги поғонаси абсорбцияда температурани оширилиши салбий таъсир кўрсатади. Шунинг учун намакоб тозалаш жараёнида магний миқдори кўп бўлганда температура  $22^\circ\text{C}$  бўлиши керак, агарда кам бўлса —  $12^\circ\text{C}$ .

Бирламчи ҳосил бўлган суспензиянинг аралаштириш интенсивлиги чўкиш жараёнининг кинетикасига таъсир қилади. Аралаштириш тезлиги ошиши билан қаттиқ жинснинг юзасида суюқликнинг адгезион қатламини қаршилиги камаяди ва бунинг натижасида суюқ ва қаттиқ фазалар орасида ион алмашилиши тезлашади. Бундан ташқари индукция даврини давомийлиги қисқарган ҳолда дегидратация тезлиги ҳам ошади. Чўктирувчи реагентларнинг намакоб билан аралаштириш давомийлиги тозаланаётган намакобнинг ҳажмида уларнинг текис тақсимланишини таъминлаш керак. Агрегатлар ҳосил бўлиши бошланишига аралаштириш тугалланиши керак, чунки агрегатлар ҳосил бўлиши ва бир-

галикдаги чўкиш жараёнлари яхши ўтмайди. Сода корхоналарининг ишлаш тажрибаси шуни кўрсатадики, реагентлар ва намакобнинг аралашмасини кинетик энергияси ҳисобига эришилган аралашини етарли деб ҳисоблаш мумкин.

Чўктириш реагентларни ҳам намакобга бериш кетма-кетлиги ҳам чўктириш тезлигига ва шламнинг зичланишига сезиларли таъсир кўрсатади, айниқса намакобнинг оҳакли-сода усул билан тозаланишида. Агрегатлар биргаликда бир вақтда чўкиши учун  $\text{CaCO}_3$ нинг чўкиши ва коагулянт  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ нинг миқдори етарли бўлиши керак, яъни  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ нинг ҳосил бўлиш тезлиги  $\text{CaCO}_3$  ҳосил бўлиш тезлигидан кам бўлиши керак эмас.

Намакобни  $\text{Mg}^{2+}$  ионларидан тозалашда кам эрувчан оҳак қўлланилишида  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  чўкишининг тезлиги оҳакли суспензиянинг таркибида мавжуд бўлган  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ нинг эриш тезлигига боғлиқ бўлади. Кальций гидроксид эрувчанлиги кам бўлгани учун  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ нинг ҳосил бўлишини тўхтатмаслик мақсадида кам магнийли намакобни тозалаш жараёнида чўктирувчи реагентлар дастлаб аралаштирилади ва қиздирилади. Бунинг натижасида соданинг каустификацияси ўтади:



Ушбу жараён натижасида  $\text{OH}^-$  ионларнинг концентрацияси кўпайгани учун  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  чўкишининг тезлиги ва даражаси ошади. Реагентларни алоҳида бериш, айниқса магний кам бўлган намакобларга, биргаликдаги чўкиш жараёнига салбий таъсир кўрсатиши мумкин. Магнийнинг миқдори кўп бўлганида магнийнинг етарли миқдори биргаликда чўкади ва реагентларни намакобга куйидаги кетма-кетликда бериш мумкин: олдин оҳак, кейин сода. Индукция даврини қисқартириш, чўкиш тезлигини ва шлам зичланишини ошириш учун мумкин қадар чўктирувчиларнинг юқори концентранган эритмаси қўлланилиши керак, чунки бу бошланғич суспензиянинг гидратация ва агрегатив барқарорлигини пасайтиради. Лекин оҳакли сутнинг ва соданинг



концентрланган эритмалари қўлланилса, уларни аниқ дозировка қилиш қийинлашиб кетади. Бунга йўл қўймаслик, ҳамда чўктирувчи реагентлар билан ортиқча сув жараёнига киритмаслик учун улар тозаланган намакоб билан суюлтирилади. Соданинг концентрланган эритмаси 22–25 н. б. гача суюлтирилади, оҳакли сут эса актив СаО бўйича 60–75 н. б. гача суюлтирилади.

Тайёр янги чўктирилган кристалларга запал берилиши шламнинг чўкишини тезлаштиради ва индукция даврини қисқартиради. Юзали энергияга эга қаттиқ фазаларнинг берилиши ҳисобига уларнинг юзасида  $\text{CaCO}_3$  ва  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  ларнинг янги миқдорлари пайдо бўлади. Запал ва чўктири-лаётган бирикмаларнинг кристаллик структуралари қанча ўхшаш бўлса, шунча юқоридаги таъсир кучли бўлади.

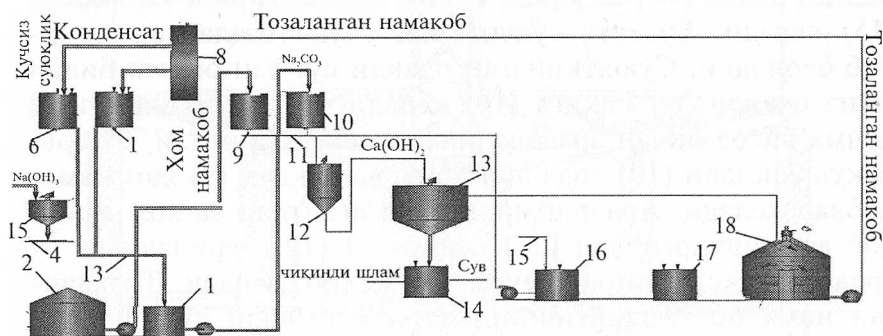
Запалнинг таъсири берилаётган кристалларнинг нисбий миқдори билан аниқланади. Запалнинг дозаси маълум чегарагача ошиши билан чўкиш тезлиги ҳам ошади. Ушбу чегарадан ўтиб кетган ҳолда биргаликдаги чўкиш жараёни кузатилмайди. Амалда запал сифатида тиндиргичда чўкаётган шламни қўллаш мумкин. Бунинг учун тозаланган намакоб ва чўкаётган янги шлам чегарасидан пастига суспензия берилади. Берилаётган суспензиянинг вертикал кўтарилиш тезлиги чўкиш тезлигига тенг бўлишини таъминлаши керак. Умуман узлуксиз жараёнда шлам тиндиргичнинг тубидан чиқарилади, тозаланган намакоб эса тиндиргичнинг тепасидан оқиб тушади. Шундай қилиб берилаётган суспензия запал ролини бажараётган чўкма қатламидан (филтрловчи қатлам) ўтади. Ушбу қатламдан ўтиш мобайнида кристалланиш ва чўкманинг агрегатланиш жараёнлари ўтади.

Запалнинг зарур бўлган миқдори ёки филтрловчи қатламнинг қалинлиги температурага боғлиқ ва тажриба йўли билан аниқланади: температура қанча паст бўлса, шунча запалнинг массаси кам бўлади. Температура оширилиши эритманинг ўта тўйиниш даражасини оширади ва мавжуд бўлган қаттиқ фаза юзасида  $\text{CaCO}_3$  ва  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  ларнинг ажралиб чиқишига ёрдам беради. Эритмадаги мувозанатли ҳолат жуда секин

ўрнатилади. Запал берилиши ва интенсив аралаштирилиши ўта тўйиниш даражасини камайтиради. Магний гидроксид мавжудлигида  $\text{CaCO}_3$  нинг ўта тўйинган эритмалари ҳосил бўлади, чунки гидроксид карбонат заррачаларнинг юзасида абсорбция бўлади ва ушбу юзада эритмадан  $\text{CaCO}_3$  нинг ажралиб чиқишига халақит беради.

#### 4.2. Намакоб тозалаш бўлимининг технологик схемаси

Намакоб тозалаш жараёни қуйидаги операциялардан иборат: 1) сода эритманинг тайёрланиши; 2) концентрланган оҳакли сутнинг суюлтирилиши; 3) реагентларнинг ҳам намакоб билан аралаштирилиши; 4) тозаланган намакобнинг тиндирилиши.



9-расм. Сода-оҳакли усул билан намакоб тозалашнинг технологик схемаси:

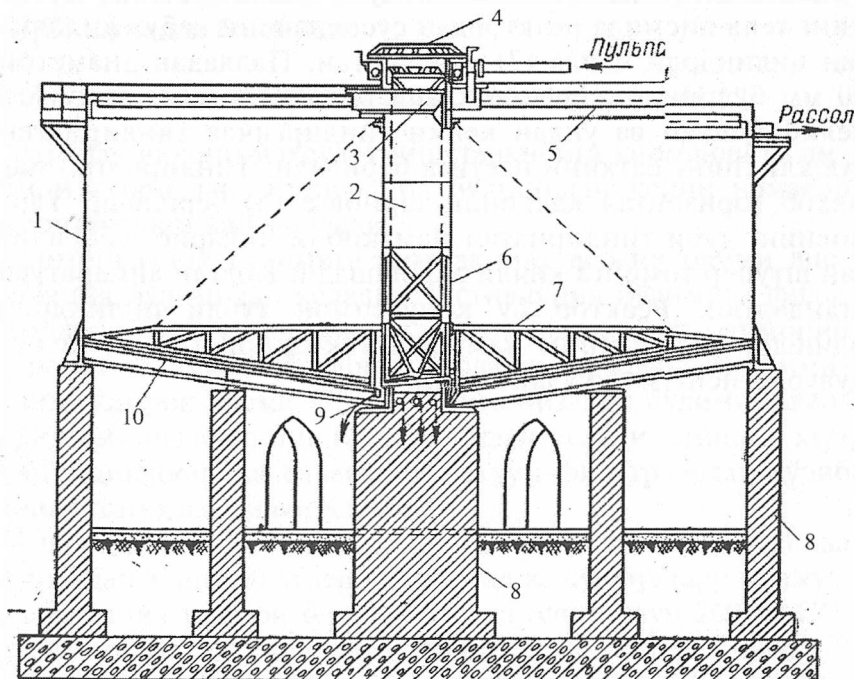
1 — сода эритмасини йиғгичи; 2 — хом намакобнинг йиғгичи; 3 — шнекли эритгич; 4 — шнекли таъминловчи; 5 — кальцинацияланган сода учун бункер; 6 — кучсиз суюқлик — конденсат учун бакча; 7 — тозаланган намакоб учун бакча; 8 — иссиқлик алмашиниш аппарати; 9 — хом намакоб учун сиқув баки; 10 — сода эритмаси учун сиқув бакчаси; 11, 15 — аралаштирувчилар; 12 — реактор; 13 — тиндиргич; 14 — шлам йиғгичи; 16 — кучсиз оҳакли сутнинг йиғгичи; 17 — кучли оҳакли сутнинг йиғгичи; 18 — тозаланган намакобнинг йиғгичи.

9-расмда ҳам намакоб ва реагентларнинг аралаштиргичга бир вақтда берилиши билан оҳакли сода усулда намакобни тозалашнинг технологик схемаси келтирилган. Шнекли таъминловчи (4) билан бункердан (5) кальцинацияланган сода шнекли эритгичга (3) берилади, бу ерда у бакдан (7) кейин иссиқлик алмашилиш аппаратида (8) қиздирилган намакобда эрийди. Сода мавжудлигида натрий хлориднинг эрувчанлиги кам бўлгани сабабли қаттиқ фазага  $\text{NaCl}$  ўтмаслиги учун тозаланган намакобга бакдан (6) конденсат кўшилади. Эритгичдан (3) сода эритмаси ўз оқими билан сода эритмасининг бакига (1) келиб тушади ва ундан насос орқали сиқувчи бакка (10) берилади. Таркибида 200–250 н. б. бор, қум ва бошқа қўшимчалардан тозаланган оҳакли сут аралаштирувчи билан таъминланган бакка (17) ва ундан кейин аралаштириш тарновига (15) келади. Бу ерга суюлтириш учун тозаланган намакоб берилади. Суюлтирилган оҳакли сут ўзи оқими билан ожиз оҳакли сут бакига (16) келади ва кейин марказдан қочма насос билан аралаштиргичга (11) берилади, бу ерга сиқув бакидан (10) сода эритмаси ва бакдан (9) хом намакоблар келади. Аралаштирилган реагентлар ва хом намакоб аралаштиргичдан (11) реакторга (12) берилади ва бу ердан узлуксиз тиндиргичга (13) келиб тушади. Тозаланган намакоб тиндиргичнинг тепа қисмидан чиқарилади, тозаланган намакобнинг бакига (18) берилади ва бу ердан абсорбция бўлимига узатилади. Тиндиргичдан чиқаётган шлам бакка (14) ва бу ердан сув билан суюлтирганидан кейин чиқинди сақлаш майдонига юборилади.

Агарда намакоб тозалаш бўлими сода эритманинг дастлаб каустификацияси билан ишлаётган бўлса, технологик схемага қўшимча дастлаб оҳакли сут ва сода эритмасини аралаштирадиган қўшимча каустификациялаш аппарати ўрнатилади. Каустификацияланган сода эритмаси ва хом намакоб каустификациялаш аппарати-дан аралаштиргичга (11) берилади. Намакобнинг кейинги йўналишлари ўзгармайди.

### 4.3. Намақоб тозалашнинг асосий аппаратураси

Тиндиргич тозаланган намақобни тиндириш учун мўлжалланган (10-расм). Конуссимон туб билан цилиндрли резервуар (1). Аппарат диаметри 18 м (сода саноатида диаметри 10 м бўлган тиндиргичлар ҳам қўлланилади), умумий баландлиги 7, 9 ва цилиндрли қисмининг баландлиги 6, 7 м.



10-расм. Тиндиргич:

1 — резервуар; 2, 7 — фермалар; 3 — суспензия идиши; 4 — ара-лаштиргичнинг приводи; 5 — қалқонли тарнов; 6 — минор; 8 — фунда-мент; 9 — шлам чиқариш учун қувур; 10 — балкалар.

Тиндиргич қалқонли бетонли фундаментда (8) жойлаш-ган икки таврли балкаларда (10) ётқизилган бўлади. Фун-даментнинг марказий қисми тиндиргичнинг тепасигача

давом этадиган ва пўлатли кожухга кўйилган темирбетонли колоннага (6) ўтади. Куракчали иккита фермани (7) ушлаб турадиган пўлатли ферма (2) колоннада (6) монтаж қилинган. 5 айл/с тезлиги билан куракчалар кўйилтирилган шламни қувурларга (9) қараб суради. Ушбу қувурлар орқали тиндиргичдан шлам чиқарилади. Тепаси пўлатли варақалар билан қопланган марказий ферма (2) 4 м суюқликка чўктирилган квадратли қути ҳосил қилади. Қутининг тепа қисмида реактордан суспензияни қабул қиладиган цилиндрли палла (3) жойлашган. Палладан диаметри 20 мм бўлган тўртта тешиклари орқали суспензия қутига келиб тушади ва ундан кейин тиндиргичда тиндирилган суюқликнинг сатҳини пастига берилади. Тиндирилган намақоб горизонтал қалқонли тарновга (5) берилади. Тарновнинг туби тиндирилган намақобни чиқариб юборадиган штуцер томонга қияли жойлашади. Қолган аппаратура стандартли. Реактор бу конуссимон тубли цилиндрли идишдир. Тозаланган намақобни киздириш учун кожух қувурли иситгич қўлланилади.

## 5-боб. ТОЗАЛАНГАН НАМАКОБНИНГ АММОНИЙЛАНИШИ

### 5.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари

Натрий хлориддан сода ишлаб чиқарилишида аммиак  $\text{HCO}_3^-$  ионларини  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  шаклида йиғиш учун хизмат қилади ва у қуйидаги реакция ўтишида хлор ионларини  $\text{NH}_4\text{Cl}$  шаклида боғлайди:



Аммиак якуний маҳсулотнинг таркибига кирмайди ва аммоний хлориддан регенерация бўлганидан кейин намакоб аммонийлашга қайтарилади.

Аммонизация бўлимига аммиакнинг асосий оқими дистилляция бўлимидан келади. Дистилляция бўлимида филтрлардан кейинги ва суюқликларда мавжуд бўлган аммоний карбонат ва аммоний хлорид тузлари парчаланadi. Аммиакнинг камроқ қисми (75 кг/т) аммонизация бўлимига карбонизация бўлимининг газлари билан келади, унинг 4 кг/т содага миқдори эса барабанли вакуум-филтрлардан сўриб олинadиган ҳаво билан келади.

Юқорида кўрсатилган газларнинг барчасининг таркибида аммиакдан ташқари углерод диоксид ва сув буғлари мавжуд. Дистилляция газлари билан 1 т сода олиш учун 260 кг  $\text{CO}_2$  ва 140 кг сув буғи келади, карбонизация газлари билан 70 кг  $\text{CO}_2$  ва 40 кг  $\text{H}_2\text{O}$  ва кам миқдорда вакуум-филтрнинг ҳавоси билан келади.

Аммиак сувда иссиқлик ажралиб чиқиши билан эрийди:



Сув эритмасида аммиакнинг гидратланган ва гидратланмаган шакллари ўртасида мувозанат ўрнатилади:



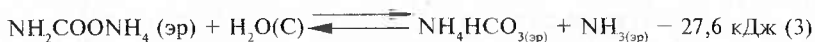
Углерод диоксид сувда яхши эримайди ва эриган  $\text{CO}_2$  нинг гидратация жараёни секин ўтади. Бундан ташқари эриган гидратланмаган углерод диоксида гидратланмаган эриган аммиак билан реакцияга киришади ва аммоний карбонат ҳосил бўлади:



Ушбу реакциянинг қуйидаги мумкин бўлган оралик погоналари бўлиши мумкин:



Ожиз кислота ва ишқордан ҳосил бўлган аммоний карбонат гидролизга учрайди:



Эриш натижасида углерод диоксид гидратланган  $\text{HCO}_3^-$  шаклга ўтади. Лекин карбонатнинг гидролизи ҳам секин ўтади.

Ҳосил бўлган  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  ва эркин аммиак ( $\text{NH}_3$  ёки  $\text{NH}_4\text{OH}$ ) ўртасида мувозанат ўрнатилади:



Углерод диоксид ютилиб бориши билан эритмадаги эркин аммиакнинг концентрацияси камаяди ва (3), (4) реакцияларнинг мувозанати  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  нордон тузи ҳосил бўлишига ва  $\text{HCO}_3^-$  ионлари йиғилиши томонига силжийди.

Карбонатнинг гидролизи унинг ҳосил бўлиш реакциясига нисбатан секин ўтгани учун аммонийлашган намакоб билан  $\text{CO}_2$  ютилишида карбонатга нисбатан мувозанатсиз (ўта тўйинган) эритмалар (карбонатли ўта тўйиниши) ҳосил бўлади. Вақт ўтиши билан суюқ фазада карбонат, бикарбонат ионлари ва эркин аммиак ( $\text{NH}_3$  ва  $\text{NH}_4\text{OH}$ ) ўртасида мувозанат ўрна-





Масалан, газ фаза таркибининг ( $y = 30\%$ ;  $z = 40\%$ ) берилган қийматиға мувофиқ температура ва суюқ фазанинг таркибини сонли қийматини изоконцентратлар ва изотермлар ( $t = 76^{\circ}\text{C}$ ;  $x = 10\%$ ;  $u = 10\%$ ) (К нуктаси) интерполяцияси усули билан аниқланади. Ёки тегишли изоконцентратларнинг кесими нуктаси билан характерланадиган суюқ фазанинг берилган таркиби бўйича газ фазанинг тегишли таркибини учбурчакнинг катетларида аниқлаш мумкин. Учбурчакнинг барча нукталари учун газ фазадаги сув буғининг миқдори нуктасидан гипотенузагача бўлган горизонтал масофа билан унинг суюқликдаги миқдори куйидаги фарқ бўйича  $(100 - x - u)\%$  аниқланади.

Босим ўзгарилишида қўшимча график тузиш керак. Лекин босим ўзгариш чегараларида (100 мм. см. уст.) амалда температурага ўзгариш киритиш билан чегараланиши мумкин, чунки босимнинг 25 мм. см. уст. ўзгариши натижасида системанинг температураси  $1^{\circ}\text{C}$  га ўзгаради.

Берилган системанинг газ фазасида аналитик усул билан аммиакнинг мувозанатли миқдорини ( $P_{\text{NH}_3}$ , мм. см. уст.) ҳисоблаш учун экспериментал маълумотлар асосида чиқарилган тенгламалардан фойдаланиш мумкин ( $\text{NaCl}$  концентрацияси 85 – 95 н.б.):

$$\lg P_{\text{NH}_3}^* = 4,5381 - \frac{1711,34}{T} |0,3935 \lg T| 1,444 \lg [x(1 - 0,0056K - 0,000021K^2)] \quad (5)$$

бу ерда,  $T$  — температура,  $K$ ;  $X$  — эритманинг тўғри титри, н.б. (яъни аммиак миқдори, индикатор иштирокида кислота билан титрланади);  $K$  — эритманинг карбонизация даражаси  $[\text{NH}_3]: [\text{CO}_2] \cdot 100\%$  нисбат бўйича аниқланади.

Ҳисоблаш учун куйидаги тенгламадан фойдаланиш мумкин:

$$\lg P_{\text{NH}_3}^* = - \frac{175^{\circ}}{T} + n \lg \cdot N + c \quad (6)$$

бу ерда,  $N$  — титрланаётган аммиакнинг концентрацияси, н.б.;  $T$  — температура,  $K$ ;  $n$  ва  $c$  — эритмадаги  $\text{CO}_2$  нинг миқдорига боғлиқ бўлган интерполяция билан аниқланадиган коэффициентлар:

CO <sub>2</sub> концентрацияси, н.б.	0	10	20	30	40	50	60	70	80
N	1,13	1,25	1,38	1,55	1,83	2,15	2,50	2,87	3,30
C	5,67	5,36	5,08	4,73	4,13	3,40	2,65	1,83	0,85

Намакобда CO<sub>2</sub> нинг мавжудлиги эритма устидаги аммиакнинг мувозанатли босимини камайтиради ва унинг ютилишини яхшилайти. Юқори босим режимида ишлаётган дистилляция бўлимадан абсорберга келаётган аммиакнинг парциал босими тахминан 400 мм. см. уст. ташкил қилади ва абсорбердан чиқаётган аммонийлашган намакоб таркибида тахминан 100 н.б. NH<sub>3</sub> ва 40 н.б. CO<sub>2</sub> лар мавжуд. Юқоридаги (5) ва (6) тенгламалар бўйича ҳисобланиш шуни кўрсатдики, CO<sub>2</sub> нинг эритмадаги бундай концентрацияда аммиакни абсорбциялаш учун температуранинг чегараси 70°C ни ташкил қилади. Бундай температурада аммиак буғларининг мувозанатли босими 440 мм. см. уст. ташкил қилади. Эритмада CO<sub>2</sub> бўлмаган ҳолда ушбу температура пастрок бўлиб, 56°C ни ташкил қилар эди. Демак, бу ҳолда 100 н.б. аммиакни ютиш учун эритмани совитишга тўғри келади.

Намакоб билан аммиак ва CO<sub>2</sub> ни ютиш бу мураккаб хемсорбцион жараёни. Аммиак яхши эрувчан газ ҳисобланади, унинг абсорбция тезлиги жуда кагга ва у газли парданинг диффузион қаршилигига боғлиқдир. Углерод диоксид сувда яхши эримади, CO<sub>2</sub> нинг намакоб билан абсорбциялаш тезлиги жуда кичик ва суюқли парданинг қаршилигига боғлиқдир. Аммиак мавжудлигида CO<sub>2</sub> нинг ютилиш жараёни суюқ фазадаги қайтар кимёвий реакция билан мураккаблашади. Бундан ташқари аммиак мавжудлигида намакоб устида CO<sub>2</sub> нинг мувозанатли босими сезиларли даражада камайиб кетади. Масалан, абсорбердан чиқаётган таркибида 100 н.б. NH<sub>3</sub> бор аммонийлашган намакобнинг устида 70°C да CO<sub>2</sub> нинг мувозанатли босими 8 мм. см. уст. ташкил қилади. Аммонийлашган намакоб билан CO<sub>2</sub> ютилишининг юқори тезлигини абсорбциянинг катта ҳаракатлантирувчи кучи таъминлайди.

Аммиак ва утлерод диоксиддан ташқари абсорберга газ билан бирга сув буғи келади. Аммонийлашган намакобнинг устидаги сув буғининг мувозанатли босимини қуйидаги тенглама бўйича ҳисоблаш мумкин:

$$P_{H_2O} = P_0 (1 - 0,82[NaCl] - 1,5[NH_3] + 0,1[CO_2])$$

бу ерда,  $P_0$  — тоза сувнинг устидаги сув буғларининг босими, мм. см. уст.;  $[NaCl] - 1,5[NH_3] + 0,1[CO_2]$  — тегишли компонентларнинг босими, кг/кг эритмага.

Аммонизация натижасида сув буғларининг кўп қисми конденсатланади, бу ҳолда намакобнинг ҳажми 3–4 % га ошади ва бунга мувофиқ  $NaCl$ нинг концентрацияси камаяди. Аммонийлашган намакобнинг суюлтирилишини камайтириш ва абсорберга иссиқлик юкламани пасайтириш учун абсорберга беришдан олдин дистилляция газлари совутгичда совитилади (ДГС). Лекин газнинг температураси  $55^\circ C$  дан пасайиб кетса, газсимонли  $NH_3$ ,  $CO_2$  ва  $H_2O$  лар бир-бири билан реакцияга киришиб қаттиқ тузларни ҳосил қилиши мумкин. Улар деворлар юзасига чўкиш натижасида совитгич ва қувурлар тикилиб қолиши мумкин. Ҳосил бўлаётган қаттиқ тузнинг тўйинган эритмаси устидаги  $NH_3$ ,  $CO_2$  ларнинг мувозанатли концентрациясидан газ фазадаги  $NH_3$ ,  $CO_2$  ларнинг концентрациялари ошиб кетса, аммонийнинг карбонатли тузлари ҳосил бўлади. Тўйинган эритмаларга (II-расм) А'В'С'Д'Е' чизигини мувофиқ дейиш мумкин. Изотермалар билан ўша чизиқнинг кесилиш нуқталари қаттиқ фазанинг ҳосил бўлишини характерлайди, яъни дистилляция бўлимидан келаётган газ фазанинг таркибига температура ва босим таъсир қилмайди ва у дистилляция бўлими аппаратларининг моддий баланси бўйича аниқланади. Агар дистилляция жараёнида  $CO_2$  ва  $NH_3$  ларнинг йўқолишлари ҳисобга олинмаса, чиқаётган газдаги  $CO_2:NH_3$  нисбати келаётган суюқликдаги  $CO_2:NH_3$  нисбатига тенг бўлади. Ушбу суюқлик нормал таркибга бўлинганда ундаги  $CO_2:NH_3$  нисбати 0,53 га тенг бўлади.  $CO_2:NH_3$  0,53 нисбатга жавоб берадиган ва координатлар бошланишидан ўтказилган А'В'С'Д'Е' тўғри чизиқнинг изотерма билан кесилиш нуқтаси газ фазада қат-

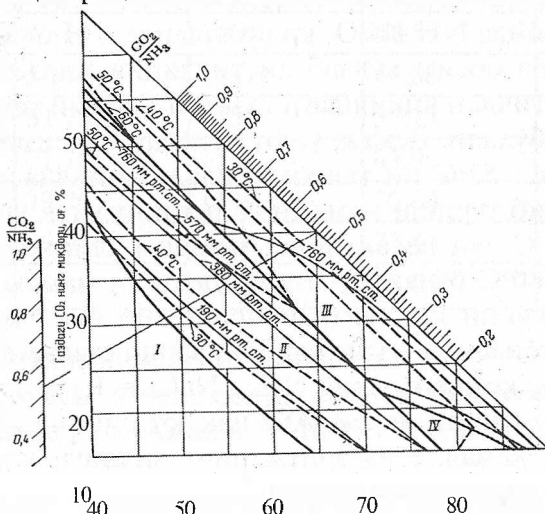
тик туз ҳосил бўлиши температурасини кўрсатади. 11-расмга кўра 760 мм. см. уст. босимида ушбу температура 40°C ни ташкил қилади ва ҳосил бўлаётган тузнинг таркиби аммоний карбонатга тўғри келади. Газ фаза босимларнинг ўзгаришини аниқроқ ҳисобга олиш учун 12-расмда катталашган масштабда турли босимлар учун диаграмманинг участкаси кўрсатилган.

$\text{CO}_2:\text{NH}_3$  нисбатга жавоб берадиган ушбу расмда ўтказилган чизиқ 38°C да 760 мм. см. уст. бўлган изобара билан кесилади. Каттик туз ҳосил бўлишини бошланғич температуралари ва уларга тегишли таркиблар ва босимлар 8-жадвалда келтирилган.

Жадвалдан кўриниб турибдики, 700 мм. см. уст. гача босим ошиши билан қаттик фаза ҳосил бўлиш температураси ҳам ошади.

Босим 700 мм. см. уст. дан юқори бўлганида газ фазада деярли сув буғи қолмайди ва қаттик аммоний карбамат  $\text{NH}_2\text{COONH}_4$  пайдо бўлади.

Унинг ҳосил бўлишига сув сарфланмайди. Бу ҳолда ушбу тузнинг газдан ажралиб чиқиш бошланғич температураси ва газдаги  $\text{H}_2\text{O}$  нинг концентрацияси босим ошиши билан камаяди.



12-расм. Дистилляция газларидан тузлар кристалланишининг диаграммаси:

I —  $\text{NH}_4\text{HNO}_3$ , II —  $2\text{NH}_4\text{HNO}_3 \cdot (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ; III —  $\text{NH}_4\text{HCO}_2\text{NH}_2$ ;  
IV —  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ .

**Қаттиқ тузларнинг кристалланиш бошланишидаги  
газ параметрлари**

P, мм. см. уст	t, °C	Миқдори, %			P, мм. см. уст	t, °C	Миқдори, %		
		CO <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O			CO <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O
120	22	26,2	49,3	24,5	700	52	31,3	59,1	9,6
170	30	26,9	50,8	22,3	720	50	32,1	60,5	7,4
190	33	27,3	51,5	21,2	755	40	33,0	62,3	4,7
290	40	28,3	53,4	18,3	760	38	33,2	62,5	4,3
380	45	29,4	55,4	15,2	820	30	34,2	64,5	1,3
570	50	30,6	57,6	11,8					

700 > P > 120 мм. см. уст. босим интервалида қаттиқ туз ҳосил бўлади [2NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> · (NH)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>]. P < 120 мм. см. уст. Босим бўлишида NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> кристалланади. Ишлаб чиқариш шароитларида босим қўллаб дистилляция жараёнини ўтказишда совитгичдан чиқишдаги газнинг босими тахминан 700 мм. см. уст. бўлади. Демак, ушбу газнинг максимал совитиш температураси 52°C ни ташкил қилади. Амалда технологик режим ўзгариб туриши мумкин ва шунинг учун ушбу температурани 55°C дан пасайтириш тавсия қилинмайди, одатда у тахминан 60°C бўлади. Аммонийлашган намақобдаги аммиакнинг якуний концентрацияси технологик жараённинг кейинги поғонасига, яъни карбонизация жараёнига боғлиқ бўлади. Ушбу концентрация NH<sub>3</sub> : NaCl = 1,1 – 1,15 нисбатга мувофиқ бўлиши керак. Аммиак ютилишида NaCl нинг эрувчанлиги камаяди ва эритманинг зичлиги камаяди, демак, солиштирма ҳажми ошади.

Агар тозаланган намақобда NaCl нинг концентрацияси 106 н.б. бўлса, аммонийлашган намақобда у 88–90 н.б. гача камаяди, чунки суюқ фазанинг зичлиги камаяди ва дистилляция газидан сув буғи конденсатланади.

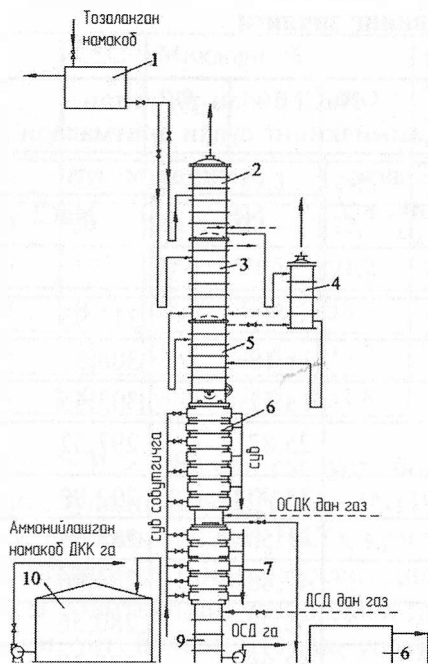
**Сувли ва NaCl билан тўйинган аммиакли  
эритмаларнинг зичлиги**

Аммиакнинг сувли эритмалари		NaCl билан тўйинган аммиакнинг сувли эритмалари		
20°C даги зичлик, кг/м <sup>3</sup>	Аммиакнинг миқдори, г/л	20°C даги зичлик, кг/м <sup>3</sup>	миқдори, г/л	
			NH <sub>3</sub>	NaCl
998	4,18	1196	3,84	313,93
993	12,68	1189	11,18	308,37
989	20,95	1182	18,52	303,45
986	29,33	1175	25,87	297,52
982	37,86	1168	34,90	292,90
979	46,10	1164	41,50	288,50
975	54,74	1157	47,88	284,96
972	62,78	1150	55,23	280,56
968	71,76	1146	63,96	275,30
965	79,70	1139	70,60	270,00
962	86,92	1134	77,44	267,10
958	95,87	1129	85,64	262,86

Демак, аммонийлашган намакобда NH<sub>3</sub>: NaCl = 1,1 – 1,5 нисбат бўлса, аммиакнинг концентрацияси 101 – 104 н.б. бўлиши керак. Амалда у 100 – 106 н.б. интервалида ўзгаради.

Сода ишлаб чиқаришнинг барча поғоналарида намакоб ҳажми ўзгаришини Cl<sup>-</sup> ион концентрациясини ўзгариши бўйича аниқлаш мумкин, чунки Cl<sup>-</sup> ион жараённинг барча поғоналарида суюқ фазада мавжуд.

## 5.2. Абсорбция бўлимининг технологик схемаси



13-расм. Абсорбция бўлими технологик схемаси:

1 — сиқув баки; 2 — фильтр ҳавосининг ювгичи; 3 — колонна газларининг иккинчи ювгичи; 4 — абсорбция газларининг ювгичи; 5, 6 — абсорберлар; 7 — дистилляция газининг совитгичи; 8 — аммонийлашган намакобнинг совитгичи; 9 — конденсат йиғгичи; 10 — аммонийлашган намакоб йиғгичи.

лан ёки бир вақтда ҳам суёқ ҳам газ фазаларни совитиши билан.

13-расмда бир вақтда иккита фаза совитилиши билан абсорбция жараёнининг технологик схемаси келтирилган.

Абсорбция бўлимида чиқинди газларни аммиакдан тозалаш даражаси юқори бўлиши керак. Бунинг учун газлар янги намакоб ёки таркибида минимал миқдорда аммиак бўлган намакоб билан ювилади. Бундан ташқари, абсорбция бўлимида таркибида 100–106 н.б. аммиак мавжуд намакоб олиниши керак. Бунинг учун намакобда  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  эриши, уларнинг ўзаро реакцияга киришиши ҳамда сув буғларини конденсатланиши натижасида ҳосил бўлган иссиқликларни чиқариб ташлаш керак.

Иссиқликни чиқариш усулига кўра абсорбция бўлимининг бир нечта технологик схема турлари мавжуд. Кўп ҳолларда технологик схеманинг иккита тури қўлланилади: фақат суёқ фаза совитиши билан

Тозаланган намакоб сикув бакига (1) берилади ва бу ердан ўз оқими билан ювгичларга йўлланади. Колонна газларнинг иккинчи ювгичига (КГЮ–2) (3) одатда намакобнинг 75% берилади, 25% эса фильтр ҳавосини ювгичи (ФХЮ) (2) ва абсорбция газларнинг ювгичига (АГЮ) (4) берилади. 13-расмда ушбу ювгичлар кетма-кет намакобнинг битта оқими билан таъминланади. Айрим схемаларда ҳар бир ювгич аммонийлашган намакоб билан мустақил таъминланади.

ФХЮда вакуум-фильтрларнинг фильтрловчи газмолларидан ўтган ҳаводан аммиак ютилади. Ҳавонинг таркибида фильтрли суюқликлардан чиқадиган газда 0,5–2,0% аммиак бўлади. АГЮда абсорбердан ўтган газнинг таркибидаги қолиб кетган аммиак ютилади.

КГЮ–2 да карбонизация колонналардан чиқаётган газлардан аммиак ютилади. Чиқаётган газларнинг ювилишидан кейин ювгичлардан намакоб биринчи абсорберга (АБ–1) (5), ундан кейин иккинчига (АБ–2) (6) келади. Карама-қарши оқим билан АБ–2 ва ундан кейин АБ–1дан дистилляция бўлимининг аммиакли газы ўтади. Ушбу газ абсорбция бўлимига 70°C температура билан келади, АБ–2га келишдан олдин у 58°C гача дистилляция газлари совитгичида (ДГС) (7) совитилади. Дистилляция бўлимидан келаётган аммиакнинг тахминан ярими АБ–1да ютилади ва шунинг билан биргаликда газдан углерод диоксида ҳам ютилади. Аммиак ютилиши ва унинг  $\text{CO}_2$  билан реакцияга киришиши натижасида АБ–1да намакобнинг температураси 60–63°C гача ошади. Иккинчи абсорберда аммиакнинг ютилиши намакоб ва газнинг АБ–2 ичида жойлашган қувурли совитгичларида совитиш жараёни бир вақтда ўтади. АБ–1 дан чиққан намакоб тақсимловчи плита орқали совитгич қувурларининг тепасига берилади. Совитгич қувурларининг орасига ДГС пастидан чиқаётган газ келади. Натижада  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  ютилишида ҳосил бўлаётган иссиқлик қувурларнинг ичидан ўтаётган сув билан чиқарилади.

АБ–2 дан 65°C да чиқаётган аммонийлашган намакоб совитгичда (8) совитилади ва 28–32°C температура билан аммонийлашган намакобнинг бакига (10) келади, 48,5 м



балаңдликда жойлашган сиқув бакидан намақоб барча аппаратларни ўзи оқими билан ўтади. Бунинг ҳисобига оқимларнинг регулировкаси осонлашади, насосларнинг сальниклари орқали йўқолишлар бўлмайди ва электрэнергиянинг сарфланиши камаяди. АБ–2дан совитгич орқали аммонийлашган намақобнинг бакига намақобни ўз оқими билан ҳаракатга келтириш учун балаңдлиги 12,5 м бўлган иккинчи абсорбер постаментда жойлаштирилади.

Постамент (9) конденсат баки бўлиб хизмат қилади. Конденсат дистилляция бўлимидан келаётган ҳўл газни совитиш натижасида пайдо бўлади. Аммиак ва углерод диоксидни газ фазага ўтказиш учун таркибида  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  лар мавжуд конденсат дистилляция бўлимидаги ожиз суюқликнинг дистиллерига (ОСД) юборилади.  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  лар жараёнга қайтарилади ва бевосита иккинчи абсорберга (6) берилади. ФХЮ дан чиққан газ вакуум-насослар билан атмосферага чиқарилади. АГЮ дан чиққан таркибида 80%  $\text{CO}_2$  бўлган газ вакуум-насос ёрдамида чиқарилади ва кальцинатордан чиққан  $\text{CO}_2$  гази билан аралаштирилади. КГЮ–2 дан чиққан газ атмосферага чиқарилади.

Фақат суюқликни совитиш билан абсорбция бўлимининг технологик схемаси абсорбердан ташқари жойлашган совитгич билан фарқ қилади. Ушбу совитгичга суюқлик АБ–1 дан кейин берилади. Бу ҳолда аммиакнинг абсорбцияси иккита поғонада ўтади. АБ–1 дан кейин совитгичга 28–32°C гача совитилади ва АБ–2 га келади. Бу ерда намақоб 65–68°C температурагача қиздирилади, иккинчи марта совитгичда совитилади ва аммонийлашган намақобнинг бакига узатилади.

### 5.3. Абсорбция бўлимининг асосий аппаратураси

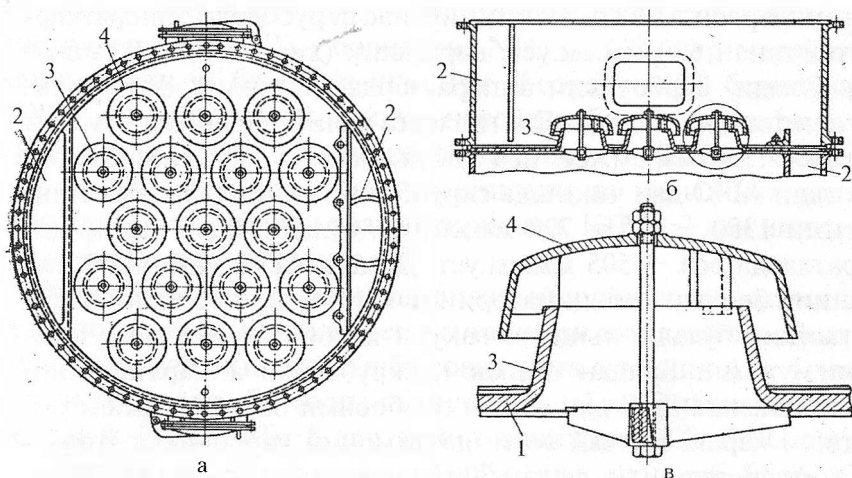
Абсорбция бўлимида аммиак ва углерод диоксидни ютиш учун барботажли ва скрубберли аппаратлар қўлланилади. Аммиакни ютиш учун скрубберли, углерод диоксидини ютиш учун барботажли аппаратлар қўлланилгани маъқул.  $\text{CO}_2$  гази-

ни тўлиқ ютилиши учун аммиак мавжудлиги катта аҳамиятга эга, чунки у  $\text{CO}_2$  билан реакцияга киришгани учун ютилиш жараёни яхшиланади. Шу нуқтаи назардан  $\text{CO}_2$  нинг абсорбцияси учун газ ва суюқликнинг тўғри оқими билан аппаратлар қўлланилгани маъқул. Бундай жараён эса скрубберли аппаратларда амалга оширилиши мумкин. Тўғри оқимда аммиакнинг эрувчанлиги юқори бўлгани учун аппаратга киришдан чиқишгача  $\text{CO}_2$  аммиакга суюқлик билан контактда бўлади. Карама-қарши оқимда газ аппаратдан тўғри оқимга нисбатан чиқишда таркибида аммиак камроқ бўлган суюқлик билан учрашади.

Скрубберли аппаратларнинг қаршилиги кичик бўлади. Дистиллердан АГЮ га газнинг йўлида скрубберли аппаратларда тахминан 630 мм.см.уст. қаршилик (дистиллердан ташқари) бўлади, барботажли аппаратларда қаршилик 845 мм.см.уст. ни ташкил қилади. Дистиллерга келиб тушаётган буғнинг босими 1350 мм.см.уст. деб қабул қилинса, йўлнинг охирида, яъни АГЮ дан чиқишда скрубберли аппаратларда газнинг босими  $1350 - 630 = 720$  мм.см.уст. бўлади, барботажли аппаратларда эса — 505 мм.см.уст. Демак, АГЮ дан чиқаётган газнинг босими кальцинаторнинг ювгичидаги газнинг босимига яқин бўлади, яъни газ вакуум-насос қўлламасдан узатилиш мумкин. Бундан ташқари, скрубберли аппаратларнинг мавжудлигида ДГС дан кейин газ босими 800—840 мм.см.уст. бўлиши керак. Бундай босимда аммоний карбонатли тузларни конденсация қилмасдан  $30^\circ\text{C}$  гача совитиш мумкин. Ушбу шароитларда сув буғларининг миқдори камаяди ва демак, аммонийлашган намақобда  $\text{NaCl}$  нинг концентрацияси ошади. Шундай қилиб, дистилляция — абсорбция системасида скрубберли аппаратлар қўлланилишининг ижобий томонлари мавжуд. Лекин шуни айтиш керакки, ушбу аппаратларнинг солиштирма унумдорлиги кам, ишлаш барқарорлиги юқори эмас ва ифлослангандан кейин уларнинг насадқаларини тозалаш қийин. Шунинг учун ҳозирги вақтда сода корхоналарида кўпинча газ ва суюқлик қарама-қарши оқимли барботажли аппаратлар қўлланилади. Бу ҳолда АБ—2 га киришда газнинг

абсолют босими 700–760 мм.см.уст. ва АГЮ дан чиқишда 480–500 мм.см.уст. ташкил қилади. ФХЮ дан чиқишда газнинг босими 400 мм.см.уст. КГЮ га киришда тахминан 900 мм.см.уст. ва чиқишда 800 мм.см.уст. бўлади. Турли босимларда ишлайдиган аппаратлар орасида суюқлик гидравлик затворлар ҳосил қиладиган сифонлар ёрдамида оқади.

Аппаратларни коррозиядан химоя қилиш учун АБ–1 га тахминан 1кг 62% ли  $\text{Na}_2\text{S}$  1 т содага киритилади.  $\text{Na}_2\text{S}$   $\text{SO}_2$  билан реакцияга киришиши натижасида водород олтингурт ҳосил бўлади ва у пўлатлар ва чўянлар юзалари билан реакцияга киришиб,  $\text{FeS}$  химоя пардасини ҳосил қилади.



14-расм. Барботажли тарелка.

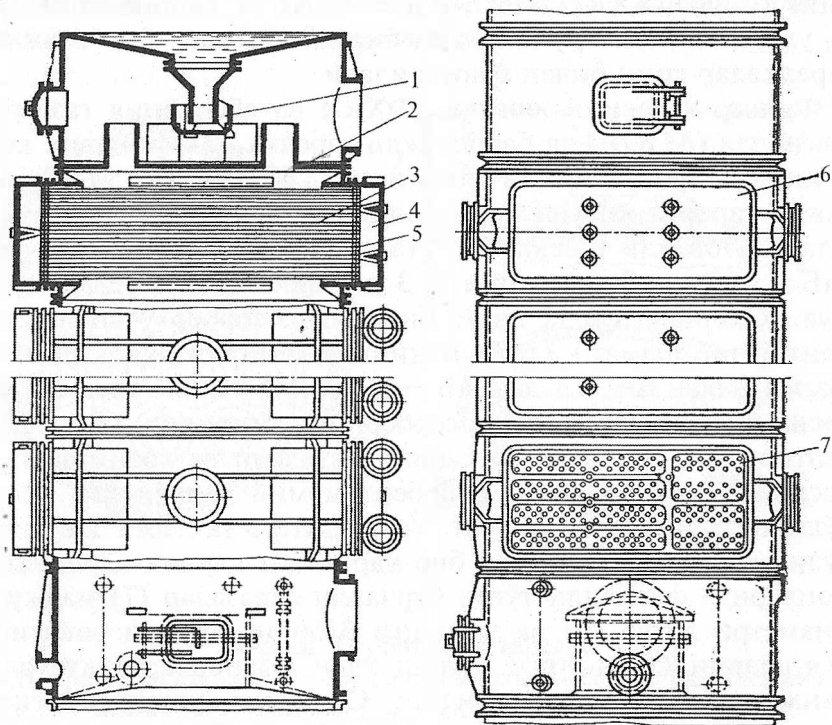
*а, б – режа ва кесими; в – горловина ва колпачок; 1 – тарелканинг туби; 2 – қуйғич; 3 – горловина; 4 – колпачокнинг гарловинаси.*

Барботажли аппаратларнинг асосий деталлари сифатида барботажли тарелкалар қўлланилади (14-расм). Унинг тубида (1) колпачоклар (4) 17 та горловиналар (17) жойлашган, ҳар бир аппаратда алоҳида царгалар орасида сиқилган бир нечта тарелкалар ўрнатилган. Царгалар бир-бирининг

устида жойлашади ва колонна турдаги бир аппарат шаклида болтлар билан уланади. Тарелканинг барча кесимидан куйгичлар (2) орқали суюқлик бир царгадан иккинчи царгага оқиб тушади. Барботажли тарелка тўғри ишлаш учун 7 горизонтал ҳолатда жойлашган бўлиши керак. Шунинг учун аппаратни монтаж қилишида тарелкаларнинг жойлашиши текширилади. Унинг учун тарелкага сув пуфланади ва барча колпачокларнинг сувга бир хил чуқиши кузатилади. Абсорбция бўлимида барча барботажли аппаратларнинг (ФХЮ, КГЮ, АГЮ, АБ – 1, АБ – 2) диаметри 2,8 м, уларнинг конструкциялари бир хил ва улар барботажли тарелкалар сони билан фарқ қилади.

Фильтр ҳавосини ювгичи (ФХЮ) ва абсорбция газлари ювгичида (АГЮ) 4 та барботажли тарелка ва 6 та царга: колонна газларнинг иккинчи ювгичида (КГЮ – 2) 6 та барботажли тарелка ва 8 та царга; биринчи абсорберда (АБ – 1) 5 та барботажли тарелка ва 7 та царга; иккинчи абсорберда (АБ – 2) 7 та чўянли царга ва 3 та барботажли тарелка мавжуд. Юқоридаги 3 та царга биринчи абсорбер учун постамент бўлиб хизмат қилади. Бунинг ҳисобига суюқликнинг ўз оқими билан АБ – 1 дан АБ – 2 га оқиб ўтиши учун сиқув ҳосил бўлади. Иккинчи абсорбернинг тузилиши 15-расмда келтирилган. Бунда абсорбция ўтказилади ва ҳосил бўлган иссиқлик чиқарилади. Абсорбер умумий баландлиги 12 м бўлган 7 та царгадан иборат. Ўртасидаги 5 та царга совутгич бўлиб хизмат қилади. Ҳар бир царганинг қарама-қарши томонларида фланецли тўғри бурчакли деразалар (7) мавжуд. Диаметри 50х65 мм ва узунлиги 3150 мм бўлган совитиш қувурларни (3) монтаж қилиш учун фланецларга қувурли панжаралар (5) бириктирилган. Совитиш қувурлар легирланган хромникель чўяндан тайёрланган. Қувурли панжаралар оқиш камераларни (4) ҳосил қиладиган қопқоқлар (6) билан ёпилган. Камералар орқали совитиш учун сув келади. Сувнинг оқиш тезлигини, яъни иссиқлик узатишининг интенсивлигини ҳам ошириш учун, камералар тўсиқчалар билан 8 та қадамга бўлинган.

Кувурлар орасида пастдан тепага қараб газ юради. Кувурларнинг ташқарисига АБ – 1 дан намақоб берилди. Юқори царгада иккинчи абсорбернинг кесими бўйича суюқликни текис тақсимлаш учун тақсимловчи плита (2) ўрнатилган. Биринчи абсорбернинг тубига бириктирилган гидравлик затвор (1) орқали тақсимловчи плитага АБ – 1 дан суюқлик келиб тушади. Дистилляция газининг совитгичидан газ АБ – 2 нинг пастки царгасига келиб тушади.



15-расм. Иккинчи абсорбер:

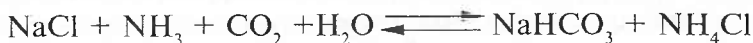
1 – гидравлик затвор; 2 – тақсимловчи тарелка; 3 – совитиш кувурлари; 4 – камера; 5 – кувурли панжара; 6 – кувурли панжаранинڭ қопқоғи; 7 – царганинڭ деразаси.

## 6-боб. АММОНИЙЛАШГАН НАМАКОБНИНГ КАРБОНИЗАЦИЯСИ

### 6.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари

Карбонизация жараёнида аммонийлашган намакоб билан углерод диоксиднинг абсорбцияси ўтади ва қаттиқ фазага ҳосил бўлаётган натрий бикарбонат чўктирилади.

Ушбу жараённинг умумий кўринишини куйидаги тенглама билан такдим қилиш мумкин:



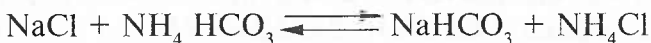
Углерод диоксиднинг абсорбцияланган миқдори карбонизация даражаси билан тавсифланади. Карбонизация даражаси бу барча ютилган углерод диоксиднинг (суюқ фаза [ум  $\text{CO}_2$ ] ва қаттиқ фазадаги  $\text{CO}_2$ ) суюқ фазадаги аммиакга [ум  $\text{NH}_3$ ] нисбати. Қаттиқ фазадаги  $\text{CO}_2$  нинг миқдори  $\text{NaHCO}_3$  нинг миқдорига эквивалентли бўлади ва эритмадаги боғланган аммиакнинг ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) миқдори билан аниқланади. Аммоний хлориднинг миқдори чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  нинг миқдорига мувофиқ бўлади. Боғланган аммиакнинг миқдори [боғ  $\text{NH}_3$ ] [ум  $\text{NH}_3$ ] [тўғри титр] айирма бўйича ҳисобланади. Ушбу айирма фақат чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  га мувофиқ  $\text{NH}_4\text{Cl}$  нинг миқдорини кўрсатади. Шундай қилиб, системанинг карбонизация даражаси (% да) куйидаги формула бўйича аниқланади:

$$R_c = \frac{[\text{умCO}_2] + 2[\text{боғNH}_3]}{[\text{умNH}_3]} \cdot 100$$

бу ерда, моддаларнинг концентрацияси н.б. берилди ва шунинг учун  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ни [боғ  $\text{NH}_3$ ] углерод диоксидга ( $\text{NaHCO}_3$  шаклида) ҳисоблаганда боғланган аммиакнинг миқдори икки баробар ошиб кетади.

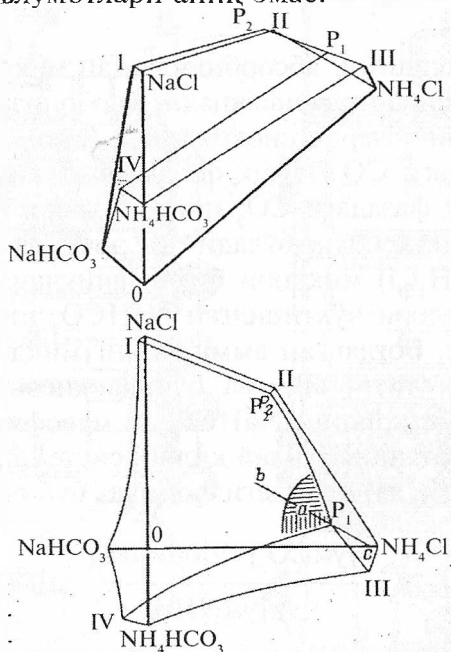
$R_c = 200\%$  бўлганида, яъни 1 н.б.  $\text{NH}_3$  га 2 н.б.  $\text{CO}_2$  тўғри келганида системадаги карбонат тузлари бикарбонат шаклида бўлади.

Юқоридаги кимёвий тенгламани куйидагича ёзиш мумкин:



Ишлаб чиқариш шароитларида, одатда, системанинг карбонизация даражаси 187–193% ни ташкил қилади.

Юқоридаги реакцияга мувофиқ системадаги эрувчанлик П.П. Федотьев томонидан ўтказилган тадқиқотларда карбонизацияга берилаётган газда  $\text{CO}_2$  нинг босими 1 кгк/см<sup>2</sup> бўлган. Бундай босимда карбонизация даражаси 200% бўлиши мумкин эмас ва шунинг учун эрувчанлик бўйига П.П. Федотьевнинг маълумотлари аниқ эмас.



16-расм.  $\text{NaCl} - \text{NH}_4\text{HNO}_3 - \text{NaHCO}_3 - \text{NH}_4\text{Cl}$  системасининг 15°C даги эрувчанлик диаграммаси.

Тузларнинг ўзаро эрувчанлиги графикда тўғри яримоктаэдр шаклида тасвир этилган (16-расм). Ушбу фигуранинг горизон-

тал ва вертикал проекциялари 150 учун келтирилган. Нуқта (яримоктаэдрнинг учи) координатларнинг бошланиши бўлади ва тоза сувга тўғри келади: қирраларнинг якунлари битта туз билан тўйинган эритмалар: I–IV нуқталар иккита тузлар билан тўйинган эритмалар. Тегишли қирралардан I–IV нуқталарга битта туз билан тўйинган чизиқлар ўтади.  $P_1$  ва  $P_2$  нуқталар учта туз билан тўйинган эритмаларнинг таркибини кўрсатади.

$P_1$  нуқтада эритманинг таркиби ноконгруэнтли ва  $P_2$  нуқтада конгруэнтли бўлади.  $P_1$  ва  $P_2$  нуқталарни ўзаро ва I–IV нуқталарни улайдиган чизиқлар иккита тузлар билан тўйинган эритмаларнинг таркибини кўрсатади. Учинчи тузнинг миқдори ўзгарувчан бўлади. Чизиқлар билан чегараланган юзалар бошқа иккита тузлар иштирокида фақат битта туз билан тўйинган эритманинг таркибини кўрсатади.  $\text{NaHCO}_3$  билан тўйинган юза ( $P_1$ ,  $P_2$ , I–IV) амалий аҳамиятга эгадир.

Ушбу юзанинг ўнг қисми эритмадаги  $\text{NH}_4\text{Cl}$ нинг энг юқори концентрацияларига тўғри келади, демак чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  нинг максимал миқдорига.  $P_1$  нуқта максимал мумкин бўлган  $\text{NaHCO}_3$  нинг чиқишига тўғри келади. Системанинг ушбу нуқтасида қаттиқ фазада учта туз мавжудлигини кўрсатади. Юқоридаги реакцияда П.П. Федотьев маълумотлари бўйича 0–30°C температура интервалида  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NaHCO}_3$  тузлари стабил бўлади. Демак тадқиқот қилинган температуралар интервалида  $\text{NaCl}$  ва  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  қаттиқ фазалари бирга бўла олмайди ва улар стабил  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NaHCO}_3$  жуфтликка ўтади. Шунинг учун реакцияда иштирок этаётган 4 та туздан қаттиқ фазада бир вақтнинг ўзида 2 та стабил ва битта стабилсиз тузлар бўлиши мумкин, яъни  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  ёки  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NaCl}$ . 16-расмга кўра  $P_1$  нуқтада эритма учта туз билан тўйинган –  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ .

Ушбу эритмага тўртинчи тузнинг ( $\text{NaCl}$ ) қўшилиши унинг  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  билан реакцияга киришишига олиб келади ва натижада қаттиқ фазада  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NaHCO}_3$  ҳосил бўлади. Қаттиқ фазадан  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  йўқолганидан кейин  $P_1$  эритма таркибининг фигуратив нуқтаси  $P_1$ ,  $P_2$  чизигига ўтади. Эритмада  $\text{NaCl}$  миқдори ўзгараётган ҳолда  $P_1$ ,  $P_2$  чизиги  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва



NaHCO<sub>3</sub> лар билан тўйинган эритмаларнинг таркибини кўрсатади. P<sub>2</sub> нуктасида эритма NH<sub>4</sub>Cl, NaHCO<sub>3</sub> ва NaCl тузлари билан тўйинган бўлади.

10-жадвалда P<sub>1</sub> ва P<sub>2</sub> нукталардаги эритмаларнинг таркиби ва унга муфвоқ NaCl ва аммиакларнинг фойдаланиш даражали NaHCO<sub>3</sub> ва NH<sub>4</sub>Cl билан тўйинган (P<sub>1</sub> P<sub>2</sub> чизиғида) эритмаларнинг таркиби ҳамда NaHCO<sub>3</sub> ва NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> билан тўйинган (IV-P<sub>1</sub>) эритмаларнинг таркиби. Ушбу маълумотлар карбонизация қилаётган газда CO<sub>2</sub> нинг босими 1 кгк/см<sup>2</sup> ва температура 15°C бўлганида Федотьев томонидан олинган.

15°C да NaCl ва NH<sub>3</sub> дан мумкин бўлган фойдаланиши коэффициенти

10-жадвал

16-расмдаги нукталар N	Олинган модданинг миқдори, 2г/эқв/1000г H <sub>2</sub> O		Олинган эритмадаги миқдор, 2 г- экв/1000г H <sub>2</sub> O				U <sub>Na<sup>+</sup></sub> %	U <sub>NH<sub>3</sub><sup>+</sup></sub> %
	NaCl	NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub> / NH <sub>3</sub>	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Cl <sup>-</sup>	Na <sup>+</sup>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>		
P <sub>2</sub> P <sub>1</sub> чизиқдаги эритмалар								
P <sub>2</sub>	479	295/63,4	0,18	8,17	4,62	3,73	43,4	95,1
P <sub>1</sub> - P <sub>2</sub>	448	360/77,5	0,30	7,65	3,39	4,56	55,7	93,4
P <sub>1</sub> - P <sub>2</sub>	417	431/92,7	0,51	7,13	2,19	5,45	69,2	90,5
IV-P <sub>1</sub> чизиқдаги эритмалар								
P <sub>1</sub>	397	496/106,8	0,93	6,79	1,44	6,28	78,8	85,1
IV - P <sub>1</sub>	351	446/96,1	0,99	6,00	1,34	5,65	77,7	82,5
IV - P <sub>1</sub>	361	412/88,6	1,07	5,41	1,27	5,21	76,4	79,5
IV - P <sub>1</sub>	294	389/83,6	1,12	5,03	1,23	4,92	75,5	75,1
IV - P <sub>1</sub>	234	327/70,4	1,30	4,00	1,16	4,14	71,0	68,6

Жадвалдан кўришиб турибдики натрийдан фойдаланиш коэффициентини  $P_1$  нуқтада эришилади.

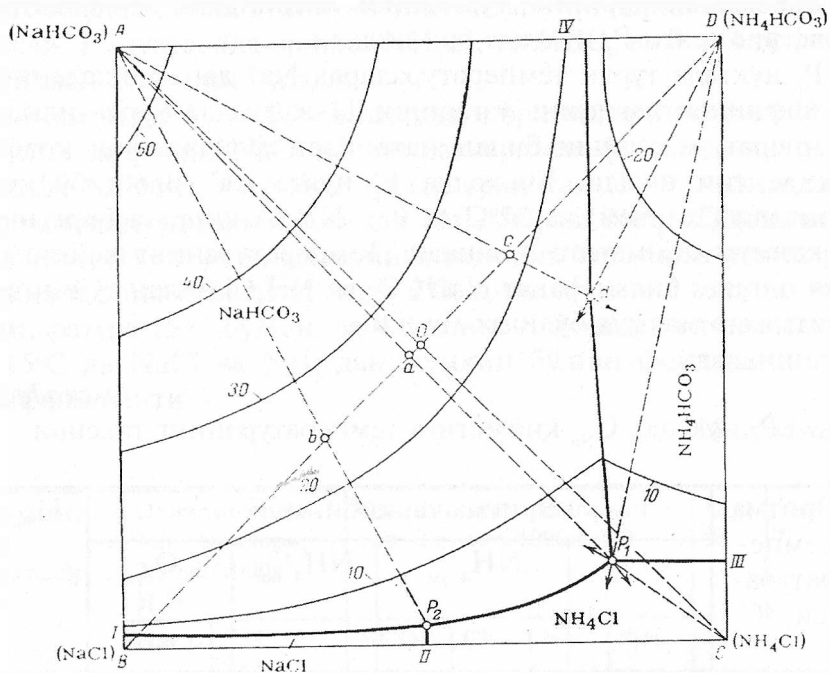
$P_1$  нуқтада турли температураларда  $Na^+$  дан фойдаланиш коэффициентларининг ўзгариши 11-жадвалда кўрсатилган. Температура ошиши билан натрийдан фойдаланиш коэффициентини ошади. Бу ҳолда  $P_1$  нуқта АС чизик бўйича юрилади (16-расм) ва  $32^\circ C$  да  $0 - NH_4Cl$  қиррага боргунча максимум қийматига эришади. Температуранинг кейинчалик ошиши билан фақат  $NaHCO_3$  ва  $NH_4Cl$  билан тўйинган эритмалар мавжуд бўлиши мумкин.

11-жадвал

$P_1$  нуқтада  $U_{Na}$  қийматига температуранинг таъсири

Эритма температура-си, $^\circ C$	Эритма таркиби, н. б.				$U_{Na}$
	$Cl^-_{ум.}$	$NH_4^+_{ум.}$	$NH_4^+_{боғ}$	$CO_{2ум.}$	
0	96,8	80,0	71,2	19,2	73,6
15	105,0	97,2	82,8	28,8	78,8
30	113,8	112,6	95,6	35,2	83,5
32	115,0	114,0	96,5	35,8	84,0

Ушбу тузларнинг эрувчанлик шароитлари бўйича температура ошиши билан  $U_{Na}$  нинг қиймати камаяди. Масалан,  $45^\circ C$  да  $U_{Na}$  81,6 % га тенг бўлади. Шундай қилиб, Федотьевнинг маълумотларига кўра  $CO_2$  нинг босими  $1 \text{ кгк/см}^2$  бўлганида  $32^\circ C$  температурада натрий хлориднинг фойдаланиш коэффициентининг максимал қиймати 84% бўлиши мумкин.



17-расм.  $\text{NaCl} - \text{NH}_4\text{HNO}_3 - \text{NaHCO}_3 - \text{NH}_4\text{Cl}$  система учун эрувчанликни квадратли диаграммаси (изогидратнинг сеткаси  $\text{H}_2\text{O}$  молнинг курук колдикнинг молига).

17-расмда метастабил эритмалар ва уларга мувофиқ аммонийлашган намакобни изотермик карбонизация натижасида олинган мувозанатли эритмаларнинг фарқи кўрсатилган. Графикдан кўриниб турибдики, метастабил эритмаларнинг таркиби (узлуксиз чизиқлар) уларга мувофиқ мувозанатли (пунктир чизиқлар) эритмаларнинг таркибидан анча фарқ қилади. Ушбу фарқ температура ошиши билан камайиб боради.

Карбонизация жараёни бошланишида карбонизация даражаси кичик бўлади ва метастабил эритмаларда  $\text{CO}_2$  фақат карбонат шаклида бўлади. Айниқса бу паст температураларда кузатилади, чунки карбонатнинг гидролиз

тезлиги камаяди.  $\text{NaHCO}_3$  кристалланишининг бошланишига эритмадаги  $\text{CO}_2$  нинг мувозанатсиз миқдори максимумга етади. Ушбу вақтда эритмада боғланган аммиак пайдо бўлади. Эритмада температура камайиши билан умумий  $\text{CO}_2$  нинг миқдори максимал ошади ва максимум юқори карбонизация даражаси томонига сурилади, чунки карбонатнинг гидролиз тезлиги камаяди ва натрий бикарбонат кристалланишининг яширин индукция даври ошади. Шу муносабат билан углерод диоксиди ютилишида  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиши юқори карбонизация даражаси ва кристаллизация ўта тўйинишида бошланади. Карбонизация даражаси ошиши билан кристаллизация ва карбонатли ўта тўйинишлар камаяди. Система мувозанат ҳолатига келганидан кейин ўша ўта тўйинишлар йўқолиб кетади.

Мувозанатли эритмалардан  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиши бошланишидаги карбонизация даражаси температура камайиши билан камаяди, чунки  $\text{NaHCO}_3$  нинг эрувчанлиги камаяди (температура пасайиши билан  $\text{NaHCO}_3$  нинг мувозанатли эритмаси мувозанатсизга айланади).

Метастабил система мувозанатли газ фазанинг таркиби бўйича ҳам фарқ қилади, айниқса метастабил суюқ фазанинг устида углерод диоксиднинг босими аҳамиятга эга, чунки  $\text{CO}_2$  абсорбциясининг ҳаракатлантирувчи кучи унга боғлиқ бўлади.  $\text{CO}_2$  нинг карбонизацион аммонийлашган намакобнинг устидаги мувозанатли босими  $[\text{HCO}_3^-]^2$  :  $[\text{NH}_2\text{CO}_2^-]$  нисбатга пропорционал бўлади. Метастабил эритманинг хусусиятлари кристаллизация ва карбонатли ўта тўйинишга боғлиқ бўлгани учун юқорида кўрсатилган нисбатининг метастабил эритмаларга қўлланилиши текшириб кўрилди. Тадқиқотлар кўрсатдики, ушбу нисбат экспериментал маълумотларга мувофиқ бўлиб чиқади, агарда тенгламага  $\text{HCO}_3^-$  ва карбонатнинг нисбий концентрациялари қўйилса. Метастабил эритманинг устидаги  $\text{CO}_2$  нинг босимини ҳисоблаш учун қуйидаги тенгламадан фойдаланиш мумкин:

$$P_{CO_2}^M = N_M \frac{[HCO_3^-]_M^2 [uMNH_3]_M}{[uMCO_2]_M [NH_2CO_2^-]_M}$$

бу ерда,  $N_M$  – температурага боғлиқ пропорционаллик коэффициенти:

$$\lg N_m = N_M \frac{240}{T} + 8,94$$

Аммонийлашган намакобнинг карбонизациясида  $NaHCO_3$  нинг кристаллизацияси катта аҳамиятга эга. У карбонизация он колоннанинг температура режимини ва унумдорлигини белгилайди.  $NaHCO_3$  кристалларнинг сифатига юқори талаблар қўйилади: кристаллар етарли даражада йирик (ўлчами 100–200 мкм) ҳамда шакли ва ўлчами бир хил бўлиши керак. Ушбу сифатлар кейинги аппаратларнинг ишлашига боғлиқ: вакуум-филтрлар, кальцинаторлар ҳамда тайёр маҳсулотнинг сифати. Майда, лойли ёки бир-бирига ёпишган нинали кристаллар қийин филтрланади ва ювилади, филтрловчи ғоваклар тиқилиб қолади ва ўзи билан кўп номлик филтрат ушлаб қолади. Ўз навбатида бу кальцинаторда кўп иссиқлик сарфланишига ва тайёр соданинг таркибида хлорни оширишга олиб келади.

Йирик ва бир хил кристалларни ҳосил қилиш учун кристалланиш марказлари ва кейинчалик уларнинг ўсиш даврлари катта аҳамиятга эга. Бошланғич даврда қанча кўп кристалланиш марказлари ҳосил бўлса, шунча кўп кристаллар ҳосил бўлади ва шунча кам уларнинг ўлчамлари бўлади, чунки кристаллик массанинг маълум миқдори сони кўпроқ бўлган кристалларга тақсимланади. Майда кристаллар бир-бирига ёпишиб «друз» шаклдаги массани ҳосил қилади. Бундай массалар эритмадан яхши ювилмайди ва кўп миқдорда намликни ушлаб қолади. Шунинг учун йирик монолит кристалларни ҳосил қилиш учун карбонизациянинг бошланғич даврида ҳосил бўлаётган кристалланиш марказларнинг сони кўп бўлиши керак эмас, яъни кристалланиш тезлиги кам бўлиши керак.

Аммонийлашган намакобнинг карбонизация жараёнида  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш тезлиги кристаллизацион ўта тўйинишга боғлиқ ва доимий температурада қуйидаги тенглама билан тасвирланиши мумкин:

$$W_K = K_K ([\text{боф.NH}_3] - [\text{боф.NH}_3]_M),$$

бу ерда,  $W_K$  —  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш тезлиги, н.б./мин.;  $K_K$  — кристалланишнинг тезлик константаси;  $[\text{боф.NH}_3]$  — аммиакнинг эритмадаги мувозанатли концентрацияси, н.б.;  $[\text{боф.NH}_3]_M$  — аммиакнинг метастабил эритмадаги концентрацияси, н.б.

Боғланган аммиак чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  нинг миқдорини кўрсатгани учун  $[\text{боф.NH}_3] - [\text{боф.NH}_3]_M$  айирмаси берилган фурсатда  $\text{NaHCO}_3$  бўйича эритманинг ўта тўйинишига тенг бўлади. Лекин температура ўзгариши билан ўта тўйиниш ҳам ўзгаради. 20 ва 40°C да аммонийлашган намакобнинг карбонизация жараёнида метастабил ва унга мувофиқ мувозанатли эритмаларда боғланган аммиак бўлади. Концентрациянинг ўзгариши 17-расмда кўрсатилган. Расмдан кўришиб турибдики, температура ошиши билан кристалланиш пастроқ ўта тўйинишда бошланади. Мувозанатли ва унга мувофиқ метастабил эритмалардаги боғланган аммиак концентрацияларининг фарқи билан ўта тўйиниш аниқланади, яъни бир хил карбонизация даражасида.

Масалан, 20°C да  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиши карбонизация даражаси 122% ва ўта тўйиниши тахминан 29 н.б. бўлганда бошланади, 40°C да ушбу параметрлар 106% ва 13 н.б. ни ташкил қилади. Шундай қилиб, карбонизациянинг температурасини 20 дан 40°C гача оширганда ўта тўйиниш 2,2 баробар камаяди, кристалланишнинг тезлик константаси эса 1,4 баробар ошади. Умуман олганда кристалланиш марказлари ҳосил бўлиш поғонасида кристалланиш тезлиги камаяди, яъни кристалланиш марказларининг сони камаяди ва шунинг учун якуний кристалларнинг сифати ошади. Ишлаб чиқариш шароитларида кристалланиш марказлар ҳосил бўлиш зонасида температура 60–65°C гача оширилади.

Ҳосил бўлган кристалланиш марказларининг кейинчалик ўсиши учун эритмани совитиш ва карбонизация қилиш ҳисобига ўта тўйиниш ушланади. Лекин чўкмага натрий бикарбонат тушиши бошланиши билан, яъни  $\text{Na}^+$  ионларнинг концентрацияси камайиши ҳисобига ўта тўйиниш ҳам камаяди ва карбонизация колоннадан чиқиши нолга яқинлашади.

Ўта тўйинишнинг оширилиши температура камайишдан ташқари унинг тезлиги камайишига ҳам боғлиқ, чунки ўта тўйинишнинг йўқолиши бирданига бўлмайди ва унга маълум вақт керак бўлади. Шунинг учун температуранинг кескин камайиши билан ўта тўйиниш кўпроқ даражада ошади.

Шунга ўхшаш ўта тўйинишга  $\text{CO}_2$  нинг абсорбция тезлиги ҳам таъсир қилади (масалан, карбонизацияловчи газда  $\text{CO}_2$  нинг босими оширишда). Тезлик қанча юқори бўлса, шунча кўпроқ даражада ўта тўйиниш ошади. Янги кристаллик марказлари ҳосил бўлишига олиб келадиган ўта тўйинишнинг кескин оширилиши бўлмаслиги учун эритмани кескин совитиш ва  $\text{CO}_2$  нинг карбонизацияловчи газда концентрациясини ошириш керак эмас.  $\text{NaHCO}_3$  нинг биринчи 30 н.б. нинг кристалланиши ўтаётганда бу талаб жуда муҳимдир. Бу ҳолда ҳали янги кристалланиш марказларининг ҳосил бўлиши учун етарли даражада кристалланиш марказлари ҳосил бўлмайди, чунки ҳосил бўлган кристалларнинг юзасида қаттиқ фазанинг ажралиб чиқиши осонроқ ўтади.

$\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш жараёнида эритманинг аста-секин текис совитилиши ҳосил бўлаётган кристалларнинг ўсиши учун керак. Кристалларнинг шакли калта цилиндр («бочка») бўлиши керак. Эритманинг аста-секин совитилишида қониқарли сифат билан кристаллар ҳосил бўлади. Карбонизацион колоннадан чиқаётган суспензиянинг температураси 25–30°C гача камаяди. Шундай қилиб, яхши сифатли кристаллар ҳосил қилиш учун температура режимига қаттиқ риоя қилиш керак. Биринчи навбатда кристалланиш марказлар ҳосил бўладиган зонасидаги температурани назорат қилиш керак, чунки унинг камайиши ҳам кристалларнинг сифатига салбий таъсир кўрсатади.

Карбонизацион колоннада кристалланиш марказларнинг ҳосил бўлиш фурсатида  $\text{CO}_2$  нинг абсорбция ва  $\text{NH}_3$  билан  $\text{CO}_2$  реакцияга кириш иссиқликлари ҳисобига температура ошади. Кристалланиш марказлари ҳосил бўлишидан олдин карбонизацион колоннада ютилиётган углерод диоксиднинг миқдори, демак ажралиб чиқаётган иссиқликнинг миқдори келаётган эритмадаги  $\text{CO}_2$  нинг миқдорига, яъни колоннага берилаётган аммонийлашган намакобнинг карбонизация даражасига боғлиқ бўлади. Кристалларни марказлари ҳосил бўлиш фурсатида температура  $60\text{--}65^\circ\text{C}$  бўлиши учун карбонизация даражаси қанча юқори бўлса шунча келаётган намакобнинг температураси ҳам юқори бўлиши керак.

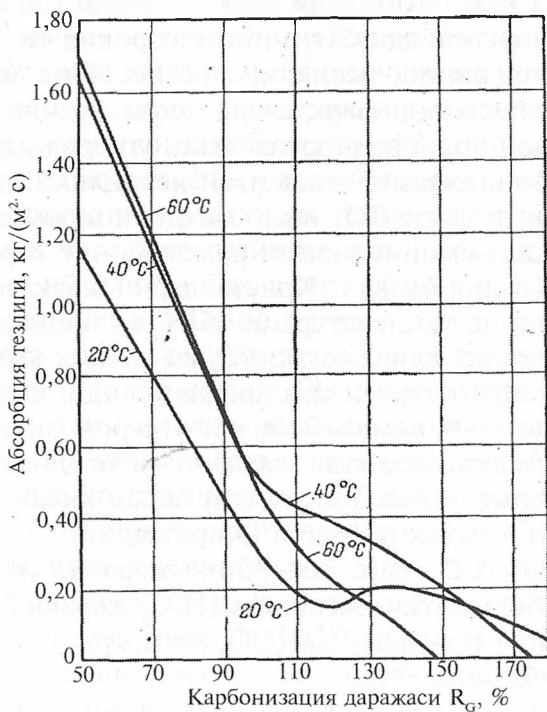
Аммонийлашган намакоб билан углерод диоксидни абсорбция қилиш хемсорбция жараёни ҳисобланади. Абсорбция қилинаётган углерод диоксиди билан актив компонент бўлган эркин аммиак реакцияга киришади.

Системадаги  $\text{CO}_2$  нинг абсорбция жараёни иккита поғонада ўтади: бошланғич поғона  $\text{NaHCO}_3$  ажралиб чиқмасдан ўтади; иккинчи поғонада  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиши билан мураккаблашиб кетади.

Карбонизация даражаси ошиши билан (яъни эркин аммиакнинг концентрацияси камайиши билан) абсорбциянинг (карбонизациянинг) биринчи поғонасида  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланишидан олдин  $\text{CO}_2$  ютилишининг тезлиги кескин камаяди. Ундан кейин бу камайиш тўхтайтиди ва паст температураларда абсорбция тезлиги ошиб ҳам кетади (18-расм).

Бундай аномалияни шундай тушунтириш мумкин: кристалланиш марказлар ҳосил бўлиш зонасидаги  $\text{CO}_2$  абсорбцияси тезлигига нисбатан  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш тезлиги юқори бўлади. Бу ҳолда суяқ фазанинг карбонизация даражаси камаяди ва эритманинг рН ошади.  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш тезлиги ошиши, яъни эритмадаги  $\text{HCO}_3^-$  ионларини чиқариб ташлаш, эркин аммиак ҳосил бўлиши билан ( $\text{CO}_2$  абсорбциясининг жараёнида актив компонент) карбаматнинг гидролизини тезлаштиради.





**18-расм.** Аммонийлашган намакобнинг карбонизация жараёнидаги  $\text{CO}_2$  абсорбциясининг тезлиги.

$\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш тезлиги бошланғич даврда  $60^\circ\text{C}$  температурага нисбатан  $20^\circ\text{C}$  температурада юқорироқ бўлади,  $\text{CO}_2$  нинг абсорбция тезлиги эса камроқ бўлади ва шунинг учун  $20^\circ\text{C}$  даги кинетик чизиқда кескин аномалия кузатилади.

Абсорбция жараёни  $\text{CO}_2$  ва  $\text{NH}_3$  ларнинг кимёвий реакцияси аммоний карбонат ҳосил бўлиши билан ўтишини ҳисобга олиб, А.П. Белопольский қуйидаги кинетик тенгламасини бермоқда:

$$N_{\text{CO}_2} = \beta \cdot K_C (P_{\text{CO}_2} - P^m_{\text{CO}_2})$$

бу ерда,  $N_{\text{CO}_2}$  – эритманинг бирлик ҳажмида борлак вақтда ютилган углирод диоксиднинг миқдори;

– кимёвий реакцияга суюқ парданинг қаршилиги неча марта кичрайишини кўрсатадиган параметр;

$H$  – Генри константаси;

$K_C$  – суюқ парда учун абсорбциянинг хусусий коэффициентини;

$P_{CO_2}$  – карбонизациялаётган газдаги  $CO_2$  нинг парциал босими;

$P^m_{CO_2}$  – метастабил эритманинг устида  $CO_2$  босими.

Кимёвий параметр  $\beta$  эритмадаги актив компонентнинг [эркин  $NH_3$ ] амалда мумкин бўлган концентрациясига пропорционал бўлади.  $H$  ва  $K_C$  коэффициентларни  $K_a$  коэффициентга бирлаштирамиз ва шакли ўзгарган, фойданалишга қулай Белопольскийнинг тенгламаси пайдо бўлади:

$$N_{CO_2} = T [\text{эркин } NH_3] m * K_a (P^r_{CO_2} - P^m_{CO_2})$$

Карбонизациянинг биринчи поғонаси учун ушбу тенгламада [эркин  $NH_3$ ] ва  $P^m_{CO_2}$  қийматларини мувозанатли қийматлар билан алмаштириш мумкин, чунки улар бир-биридан жуда кам фарқ қилади. Коэффициент  $K_a$  температурага қуйидагича боғлиқ бўлади:

$$\lg K_a = - \frac{760}{T} - 1,855$$

Лекин шуни айтиш керакки, ишлаб чиқариш шароитларида  $K_a$  гидродинамик шароитларга боғлиқ бўлади ва шунинг учун унинг қиймати бошқача бўлиши мумкин.

## 6.2. Карбонизация бўлимининг технологик схемаси

Карбонизация жараёнида карбонизацион колоннанинг ички юзалари эритмадан кристалланаётган  $NaHCO_3$  чўкмаси билан қопланади. Юзага ёпишган кристаллар кейинчалик янада кристаллик масса ёпишишини осонлаштиради. Шунинг учун чўкманинг қатлами аста-секин ошиб боради ва натижада суюқликнинг ва карбонизациялаётган газнинг

Ўтиши учун эркин кесим камаяди. Торайган жойларда газнинг юриш чизикли тезлиги ошади ва колоннанинг тепасидан пастига суюқлик ўтишига қаршилиқ ошиб боради. Чўкма қатлами жуда ошиб кетса торайган жойдан суюқлик ўтмай қолиши мумкин (суюқлик «осилиб» қолади). Ушбу участканинг пастидан суспензия вакуум-филтрларга берилади. Натижада колоннада суюқлик устунининг қаршилиги камаяди ва колоннага киришда газнинг босими камаяди. Совитиш юзаси кристаллар билан қопланиши унинг иссиқлик узатувчанлигини камайтиради. Шунинг учун колоннани вақти-вақти билан ювиш керак. Лекин юзага чўккан қатлам тўлиқ эригунча ювилиш тавсия қилинмайди, чунки темир юза углерод диоксид таъсирида коррозион емирилишга учраши мумкин ва ҳосил бўлган темир оксиди билан сода ифлосланиши мумкин.

Карбонизацион колонна абсорбция бўлимидан келаётган аммонийлашган намақоб билан ювилади. Ушбу намақобнинг таркибида эркин аммиак мавжуд ва у колонна деворларида чўккан натрий бикарбонат билан реакцияга киришиб, уни аммоний карбонат шаклига ўтказилади:



3–4 сутка ишлаганидан кейин колонна ювилади. Ювиш 16–20 соат давом этади. Карбонизация жараёнининг узлуксиз ишлашини таъминлаш учун бир нечта карбонизацион колонналар ўрнатилади. Масалан, агар колонна ювилишидан олдин 72 соат ишласа, ювилиш 18 соат давом этади. Карбонизация жараёнининг узлуксиз ўтиши учун битта ювилиш колоннага  $72 : 18 = 4$  та  $\text{NaHCO}_3$  ни чўктирадиган колонна тўғри келади (чўктирувчи колонналар).

Суюқликни яхши аралаштириш учун, яъни чўкмани тез эритиш учун ювилиш колоннанинг пастига 35–40%  $\text{CO}_2$  билан оҳакли печнинг гази берилади. Шундай қилиб, колоннанинг ювилиши билан биргаликда аммонийлашган намақобнинг дастлабки карбонизация жараёни амалга оширилади. Ушбу даврда ювилишда турган колонна дастлабки карбонизацион колонна деб номланади (ДКК).

Аммонийлашган намакобнинг дастлабки карбонизацияси чўктирувчи колонналарга берилаётган оҳакли печь газларнинг улушини камайтиради, бу эса колонналарга келаётган газларда  $\text{CO}_2$  нинг ўртача концентрациясини оширади. Ўз навбатида  $\text{CO}_2$  концентрациясининг оширилиши карбонизация жараёнида натрийдан фойдаланиш коэффициентини ва умуман чўктирувчи колонналарнинг унумдорлигини оширади. Углерод диоксид ютилиши кетиши билан ДКК даги аммонийлашган намакобда эркин аммиакнинг концентрацияси ва  $\text{NaHCO}_3$  нинг эриш тезлиги камаяди.

Амалиётда маълум бўлдики, ювишнинг оптимал тезлигини ушлаш учун ДККдан кейин суюқликда  $\text{CO}_2$  нинг концентрацияси 60 н.б. дан ошмаслиги керак. Дастлабки карбонизацияда эритмага максимал мумкин бўлган  $\text{CO}_2$  нинг миқдори  $\text{NaHCO}_3$  кристалланиши мумкинлиги билан чегараланган.  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиши суюқлик чўктирувчи колоннага киришдан олдин бошланиши керак эмас. Карбонизациянинг ушбу критик даражаси тахминан 82% ни ташкил қилади. Демак, дастлабки карбонизацияда аммонийлашган намакобга 60 н.б. дан ортиқ  $\text{CO}_2$  киритиш мумкин, чунки каттиқ фазага  $\text{NaHCO}_3$  ажралиб чиқмайди. Замонавий технологик схемаларда бундай қўшимча, чуқурроқ карбонизация чўктирувчи колонналарнинг биринчи ювгичида (КГЮ – 1) амалга ошади. Бу ерда ДКК дан ўтган суюқлик чўктирувчи колонналардан чиқаётган газдан  $\text{CO}_2$  ни 65–72 н.б. концентрациягача ютади.

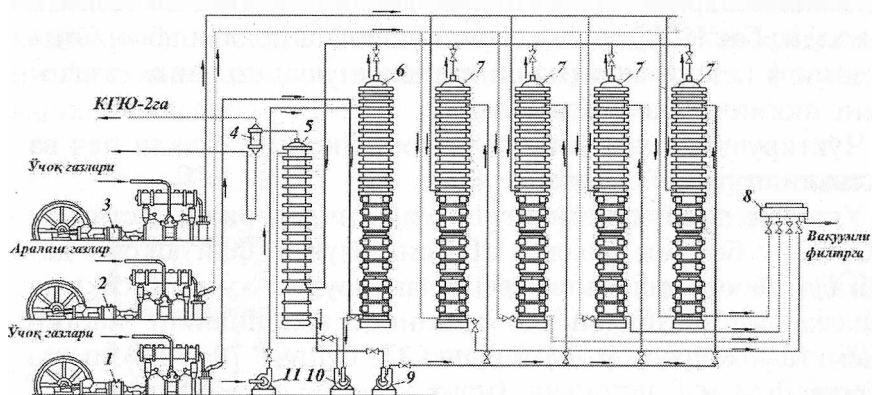
Технологик схемада КГЮ-1 мавжудлиги чўктирувчи колонналардан кейинги газда  $\text{CO}_2$  нинг юқори концентрациясини ушлашга имконият яратади. Бунинг ҳисобига колоннанинг тепа қисмида  $\text{CO}_2$  ютилади,  $\text{NaHCO}_3$  нинг кристалланиш жараёнининг бошланишини тезлаштиради, чўктирувчи колоннада кристалланиш зонаси кенгаяди, колоннанинг унумдорлиги ошади,  $\text{NaHCO}_3$  кристалларнинг юқори сифатини сақлайди. Шундай қилиб, колонна газларнинг биринчи ювгичини (КГЮ-1) чўктирувчи колонналар

учун кўшимча реактор деб ҳисоблаш мумкин. Карбонизация бўлимида 820–840 кг  $\text{CO}_2$  ютилади, шу жумладан чўктирувчи колоннада 77–80%, дастлабки карбонизация колоннасида (ДКК) 15%, КГЮ 1 да 2–6% ва КГЮ–2 да – 2%. Карбонизация бўлимида  $\text{CO}_2$  дан фойдаланиш коэффициенти 85% ни ташкил қилади. Оҳакли печнинг паст концентрланган газ берилиши билан  $\text{CO}_2$  нинг йўқолишлари компенсация қилинади ва бунинг натижасида карбонизациялаётган газнинг таркибида  $\text{CO}_2$  нинг ўртача концентрацияси камайиб кетади. Шунинг учун оҳакли печ газининг ортиқчалигига қарамасдан карбонизация бўлимига келаётган газдан  $\text{CO}_2$  дан максимал фойдаланишга ҳаракат қилиш керак.

$\text{CO}_2$  ютилиши натижасида иссиқлик ажралиб чиқади. Шунинг учун суюқликнинг температураси ошади. Эритма устида аммиакнинг босими ошади, карбонизациялаётган газ билан унинг эритмадан газ фазага чиқиши кучаяди. Шунинг учун дастлабки карбонизация жараёнида суюқликни совитиш керак. Бунинг учун КГЮ–1 дан олдин ва кейин суюқликнинг совитгичлари ўрнатилади.

Суюқликни дастлабки карбонизация колоннанинг ичида ҳам совитиш мумкин. Бунинг учун колонна совитгичлар билан жиҳозланади ва буларга совитиш берилади. Ушбу усулнинг камчилиги шундан иборатки, ювишдан кейин  $\text{CO}_2$  нинг концентрациясини ўзгартирмасдан колоннани узок вақт ювиш керак ёки ювиш вақтини ўзгартирмасдан ДККдан кейин суюқликда  $\text{CO}_2$  нинг концентрациясини камайтириш керак.

Юқоридагиларни ҳисобга олган ҳолда карбонизация бўлимининг технологик схемасини қуйидагича тасвирлаш мумкин (19-расм). Аммонийлашган намакоб бакдан марказдан қочма насос (11) билан ДКК ювгичининг тепа қисмига берилади. Схемада ювгич ролини карбонизацион колонна (6) бажаради. Пастки қисмига компрессор (1) билан оҳакли печнинг гази берилади. ДКК дан ўтаётганда аммонийлашган намакоб колоннанинг ички юзасига чўккан натрий бикарбонатни эритади ва газдаги  $\text{CO}_2$  ни ютиб олади.



19-расм. Карбонизация бўлимнинг технологик схемаси: 1–3 – компрессорлар; 4 – томчи ушловчи; 5 – колонналар газининг биринчи ювгичи; 6 – карбонизацион ювиш колоннаси; 7 – чўктирувчи колонналар; 8 – суспензия йиғгичи; 9–11 – насослар.

Суюқликни совитиш учун ювгичнинг совитгичларига совитиш суви берилади.

Таркибида 60 н.б.  $\text{CO}_2$  бўлган ДККдан чиққан эритма одатда ўз оқими билан, айрим ҳолларда марказдан қочма насос (10) ёки газлифт ёрдамида колонна газларининг биринчи ювгичига (5) берилади, унинг пастки қисмига чўктирувчи колонналардан (7) ва ДКК дан (6) газ келади. Колонналар 4–5 тадан серияларга йиғилади. Серияларнинг ҳар бир колоннаси галма-галдан 3–4 сутка ювиш колонна сифатида ишлайди.

КГЮда эритма чўктирувчи колонналар газидан қўшимча  $\text{CO}_2$  газини ютиб олади ва ўртача 70 н.б. миқдорда  $\text{CO}_2$  билан тўплагичга келиб тушади (схемада кўрсатилган) ва ундан кейин марказдан қочма насос билан (9) 4 та чўктирувчи колонналарга (7) тақсимланади.

Суюқликни совитиш учун схемадан КГЮ–1 дан олдин ва кейин совитгич ўрнатилади. Суюқликни КГЮ–1 дан олдин совитишини афзаллиги шуки, ювгичдан чиққан газ билан

аммиак чиқиб кетиши камаяди, камчилиги эса — чўктирувчи колонналарнинг газидан  $\text{CO}_2$  ютиш даражаси ва тезлиги камаяди. Газ КГЮ—1 дан томчи ушловчи орқали абсорбция бўлимига кетади ва аммиакни ушлаш учун колонна газларнинг иккинчи ювгичига келади.

Чўктирувчи колонналарга углерод диоксид оҳакли печ ва кальцинатордан берилади.

Углерод диоксидини ютиш жараёнида эритма устидаги  $\text{CO}_2$  нинг босими ошади. Шунинг учун етарли юқори даражада абсорбциянинг харакатлантирувчи кучини сақлаш мақсадида  $\text{CO}_2$  билан энг тўйинган колоннанинг пастки қисмига компрессор (2) билан  $\text{CO}_2$  бўйича 70—80% ли газ берилади.

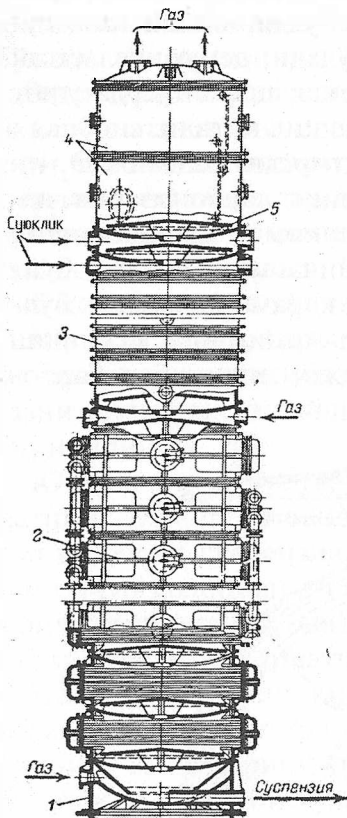
Бундай газ кальцинация гази (87—91%  $\text{CO}_2$ ) ва оҳакли печ гази (35—40%  $\text{CO}_2$ ) аралаштириши натижасида ҳосил бўлади.

Концентрланган газни (биринчи кириш гази) чўктирувчи колонналарнинг пастки қисмига берилиши натижасида юқори карбонизация даражаси билан эритма олинади ва шунинг ҳисобига юқори натрийдан фойдаланиш коэффициентига эришилади. Оҳакли печ газларнинг қолган қисми компрессор (3) билан ишчи колонналарнинг совитиш бочкаларининг устида жойлашган иккинчи киришга берилади. Бу ерда суюқлик  $\text{CO}_2$  билан кам тўйинган бўлади ва колоннанинг пастидан келаётган газ концентрацияси оҳакли печь газлардаги  $\text{CO}_2$  нинг концентрациясига яқин бўлади.

Газнинг бир қисмини иккинчи кириш орқали берилиши ҳисобига суюқлик устунини босими ва газ сиқишга энергия сарфи камаяди. Бундан ташқари, колоннанинг пастки қисмида газнинг камайиши ҳисобига чўкманинг «осилиб» қолишининг эхтимоли пасайиб кетади, чунки бу ерда қўйик суспензия (26%  $\text{NaHCO}_3$ ) ўтади.

Карбонизация қилинаётган эритмани совитиш учун колоннанинг пастки қисми совитиш бочкаларидан тузилади. Совитгич қувурларининг пастидан совитиш суви ўтади. Чўктирувчи колонналарнинг пастки бочкаларидан совитил-

ган суспензия чиқарилади ва колоннадаги суюқлик устуни босими таъсирида ўз оқими билан тақсимловчи тарновга (8) келиб тушади, у ердан эса чўктирилган натрий бикарбонатни фильтрли суюқликдан ажратиш учун вакуум — фильтрларга берилади.



20-расм. Карбонизацион колонна: 1 — бочка — база; 2 — совитиш бочкаси; 3 — абсорбцион бочка; 4 — сепаратор бочка; 5 — барботажли тарелка.

### 6.3. Карбонизация бўлимининг асосий аппаратураси

Карбонлаш колонна (КЛ) карбонизация бўлимида асосий аппарат бўлиб ҳисобланади (20-расм), диаметри 3 м ва баландлиги 27 м бўлган ичи бўш идиш, бир қатор чўян царгалардан ташкил топган. Карбонлашаётган эритма КГЮ—1 дан колоннанинг тепасидан тушади, пастдан ва ўртасидан эса штуцерлар (2), (9) орқали углерод диоксида берилади. Ишлаётган колонна доимий баландликда ушлаётган маълум сатҳгача эритма билан тўлдирилган бўлади. Шунинг учун колоннага тушаётган эритманинг ҳажми колоннадан чиқиб кетаётган суспензиянинг ҳажмига мувофиқ бўлади.

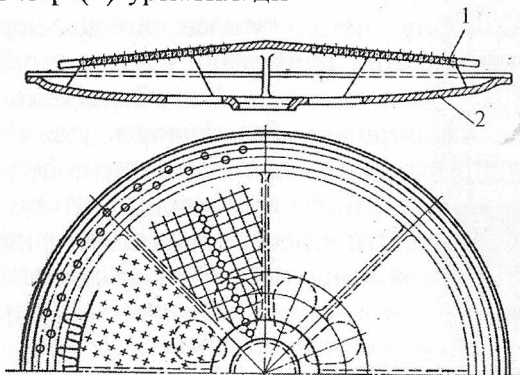
Колоннага келаётган газ суюқлик устунининг қаршилигини енгиш керак. Келаётган газнинг босими ушбу қаршиликка боғлиқ бўлади, яъни суюқлик устунининг баландлиги ва унинг зичлигидан. Газ зичлиги билан суюқликнинг тўлдириш



даражасига боғлиқ бўлади, яъни суюқликда қанча газ кўп бўлса, шунча унинг зичлиги кам бўлади.

Суюқликда тақсимланган газнинг пуфаклари колоннанинг 30–35% ишчи ҳажмини эгаллайди. Газ билан тўлдирилиш даражаси колоннанинг газ бўйича юкмаси ва келаётган газдаги  $\text{CO}_2$  нинг концентрациясига боғлиқ бўлади: концентрация қанча юқори бўлса шунча газ билан тўлдирилиши кам, суюқлик устунининг қаршилиги кўп бўлади, демак, келаётган газнинг босими ҳам кўп бўлади. Нормал шароитларда ушбу газнинг босими 2,3–2,5 кгк/см<sup>2</sup> ни ташкил қилади.

Суюқликдан ўтиб, газ уни аралаштиради. Газдан  $\text{CO}_2$  ни тўлиқроқ ютиш ва якуний эритманинг карбонизация даражаси юқори бўлиши учун газ ва суюқлик қарама-қарши юради. Колоннанинг баландлиги бўйича суюқликнинг бўйлама аралаштирилиши мавжуд бўлса, қарама-қаршилиқ бўлмаслиги мумкин. Ушбу аралаштиришни минимумга келтириш учун алоҳида бочкаларнинг орасига кассеталар ёки барботажли тарелкалар (5) ўрнатилади.



21-расм. Карбонизацион колоннанинг барботажли тарелкаси:

1 – колпак; 2 – туб.

Тарелка (21-расм) туб (2) ва уни ёпадиган колпақдан (1) иборат. Тубнинг марказий тешигидан суюқлик пастга қараб юради. Четига газ ўтиши учун бир нечта тешиклар мавжуд. Конус ёки сфера шаклидаги колпак четларида тишчалар

билан таъминланган. Тишчалар суюқликда кўтарилаётган газни алоҳида оқимларга бўлиш учун мўлжалланган, чунки бунинг ҳисобига суюқлик билан газнинг контакт юзаси оширилади ва углеводород диоксиднинг ютилиши яхшиланади.

Худди шу мақсадда ташқи томонидан 12 мм, ички томонида 25 мм бўлган колпакларда кўп конусли тешиклар қилинган. Лекин тишчалар ва тешикларнинг самараси кам бўлади, чунки газнинг ҳажми кўпайиб кетса, у колпакнинг тагидан узлуксиз парда бўлиб чиқади ва тешиклар натрий бикарбонатнинг чўкмаси билан тикилиб қолади. Шунинг учун замонавий аппаратларнинг колпакида айрим ҳолларда тишчалар ва тешиклар бўлмайди. Туб ва колпакнинг юзаси суюқлик юриш томонига қияланган бўлади, чунки барботажли тарелка юзасида чўктирилган бикарбонатнинг тўпланиб қолишига йўл қўйилмайди.

Шундай қилиб, барботажли тарелкалар колоннада бўйлама аралаштиришни йўқотади, колоннанинг кесими бўйича газни текис тақсимлайди, газ ва суюқликнинг контакт юзасини оширади.

Юқорида кўрсатилганидек, чўктирилган натрий бикарбонатнинг чиқишини ошириш учун колоннадан чиқишига қараб юраётган суспензияни аста-секин совитиш керак. Шунинг учун колоннанинг пастги қисмида совитиш бочкалари жойлаштирилган. Совитиш бочкаларининг орасида барботажли тарелкалар ўрнатилган.

Колоннанинг тепа қисмида иккита бўш сепарацион бочкалари (6) жойлаштирилган. Улар газ билан кетаётган суюқликнинг томчиларини ушлаш учун мўлжалланган. Колоннада суюқлик сатҳини кузатиш учун сув ўлчайдиган шишалар мавжуд.

Колоннанинг тепаси қопқоқ билан ёпилган ва газ чиқиши ва сақловчи клапан ўрнатиш учун унинг устида штуцерлар (7) мавжуд. Колоннадан чиқишда газнинг босими иккала ювгичнинг ва газни атмосферага чиқазишдан олдин коммуникацияларнинг қаршилигига боғлиқ бўлади. Ушбу босим  $0,2 \text{ кгк/см}^2$  ни ташкил қилади.

Колоннадан чиқаётган газда  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  ва  $\text{H}_2\text{O}$  лар мавжуд. Температура режими салбий ўзгариши билан ушбу қўшимчалар бир-бири билан реакцияга киришади ва қаттиқ аммоний карбонат тузларини ҳосил қилади. Улар қувурларнинг деворида чўкиб, уларнинг қаршилигини оширади ва бу колоннада босимнинг ошишига олиб келади. Босимнинг кўп ошмаслиги учун ( $3 \text{ кгк/см}^2$  дан юқори эмас) газ колоннадан чиқишида колоннанинг қопқоғида сақловчи клапан ўрнатилади.

Карбонлаш колоннанинг тагида сферик туб ва штуцерлар (10 ва 2) билан бочка – база (1) ўрнатилган. Штуцерлар (10) орқали натрий бикарбонатнинг суспензияси чиқарилади ва компрессор билан биринчи киришга аралашма газ берилади (штуцер 2).

Аппаратнинг кесими бўйича газни текис тақсимлаш ва колонна тубидаги чўкаётган натрий бикарбонатни қуйқалаш учун пастки бочкада тишли қайтаргич ўрнатилган.

Газнинг иккинчи кириши учун кирувчи штуцер (9) совитиш бочкалар зонасига ёки бевосита унинг устига ўрнатилади. Охириги ҳолатда етарли даражада қиздирилган ( $65^\circ\text{C}$ ) суюқлик газ кирадиган жойда сув буғлатиши ва кираётган газдан аммиак чиқиб кетиши ҳисобига кескин сабаб бўлиши мумкин. Кескин совитилиш натрий бикарбонат кристалларнинг сифатини ёмонлаштириш мумкин.

Келаётган суюқликнинг таркиби доимий ва натрийдан фойдаланиш даражаси бир хил бўлганда колоннанинг унумдорлиги энг секин ўтадиган жараёнга боғлиқ бўлади. Бундан жараённи кристалланиш, аниқроғи натрий бикарбонат кристалларнинг ўсиши деб айтиш мумкин.

Етарли даражада йирик кристалларни олиш вақтни талаб қилади.

Кристалланиш марказлари ҳосил бўлиши фурсатидан суюқликнинг колоннада бўлиш вақти суспензия билан банд бўлган колоннанинг эркин ҳажмига боғлиқ бўлади. Ушбу эркин ҳажм колоннанинг унумдорлигини аниқлайди. Шунинг учун барботажли тарелкаларда колпаклар кичик қавариқлик билан тайёрланади. Бу ҳолда колпакда бўлаётган

газнинг ҳажми камаяди, суспензиянинг ҳажми эса ошади. Колоннанинг унумдорлиги ошиши билан совитгичларнинг совитиш юзаси ошиши керак.

**Колонна газларнинг биринчи ювгичи КГЮ–1.** Скруббер туридаги аппарат, диаметри 2800 мм бўлган бир қатор бочкалардан иборат цилиндрли ичи бўш колонна. Колонна сопол қалқонлар ёки хордали насадка билан тўлдирилган бўлади. Насадка иккита секция билан колосникли панжараларда жойлашган бўлади. Насадкаларнинг умумий баландлиги 17 м. Чўктирувчи колоннадан газ пастки колосникли панжаранинг тагига берилади.

КГЮ–1 дан олдин ва кейин суюқликни совитиш учун унинг устида совитгич жойлашган бўлади. КГЮ–1 тўртта намунавий совитиш бочкаларидан иборат бўлади.

Чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  вакуум-филтрда ажратилгандан кейин филтрли суюқлик тўплагичига келиб тушади. Карбонизация ва дистилляция бўлимлари орасида тўплагич буферли бак бўлиб ҳисобланади. Тўплагич филтрли суюқликнинг уч соатли ҳажмига мўлжалланган бўлади. Ундаги суюқликнинг сатҳи каттиқ назорат қилинади, чунки у ўзгарган ҳолда карбонизация ва дистилляция бўлимларининг иш режалари меъёрдан чиқиб кетган бўлади.

## 7-боб. БИКАРБОНАТ СУСПЕНЗИЯНИНГ ФИЛЬТРАЦИЯСИ

### 7.1. Фильтрация жараёнининг назарий асослари

Фильтрация жараёнида суспензиядан натрий бикарбонат ва фильтрли суюқлик ажратилади. Хлоридлар ва аммоний карбонат тузларини йўқотиш учун натрий бикарбонат чўкмаси мукамал ювилади. Хлоридлар осон ювилади, аммоний карбонат тузлари эса қийин ювилади, чунки аммиакнинг бир қисми натрий карбонат ( $\text{NaCOONH}_2$ ) шаклида натрий бикарбонатнинг кристаллик панжарасига кирган бўлади (шунинг учун яхши ювилмайди).

Фильтр учун ғовакли тўсинлар қўлланилади (жун, палта, шиша тилласи, металлик сетка). Фильтрланган суспензиянинг ҳажмига пропорционал бўлган чўкманинг қатлами ҳам фильтрли тўсиқ бўлиши мумкин.

Фильтрнинг унумдорлиги фильтрлаш юзасига, фильтрловчи тўсиқнинг икки томонидаги босимларнинг фарқига пропорционал ва унинг қаршилигига қайта пропорционал бўлади. Суюқликнинг қовушқоқлиги камайиши билан фильтрнинг унумдорлиги ошади. Температура ошиши билан суюқликнинг қовушқоқлиги камаяди, лекин бу ҳолда тузларнинг суюқликдаги эрувчанлиги ошиб боради ва бунинг ҳисобига филтрат билан бирга уларнинг йўқолишлари кўпаяди.

Фильтрация жараёни вакуумда амалга оширилади. Шунинг учун фильтрловчи тўсиқнинг устидаги босим атмосфера босимига тенг бўлади. Тўсиқнинг остидаги босим вакуум-насос ҳосил қиладиган қолдиқ босимга тенг бўлади. Чўкмалар сиқиладиган (аморфли ва коллоидли) ва сиқилмайдиган (кристаллик) бўлади. Натрий бикарбонатнинг чўкмаси кристаллик бўлади.

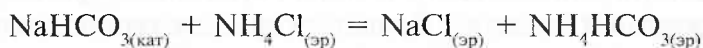
Сода ишлаб чиқариш корхоналарида кўпинча айланма ба-  
рабанли вакуум-филтрлар, камдан-кам центрифугалар қўлланилади.

Вакуум-фильтрларнинг иши натрий бикарбонат кристалларининг ўлчамига боғлиқ бўлади. Майда кристаллар тўсиқнинг ғовақларига тикилиб қолади, юқори қаршилиқ хосил қилади, яхши ювилмайди ( $\text{NaHCO}_3$  нинг кўшимча йўқолишига олиб келади), ювишда сувнинг сарфи ва унинг температураси ошади. Бундай кристалларнинг таркибида кўпроқ сув ушланади ва бунинг ҳисобига кальцинаторнинг унумдорлиги камаяди ва унинг деворига чўкма ёпишиши мумкинлиги ошади. Натрий бикарбонатнинг 100 кг дан чиққан соданинг миқдори билан  $\text{NaHCO}_3$  нинг сифати баҳоланади. Натрий бикарбонатнинг 53 кг чиқиши яхши деб ҳисобланади.

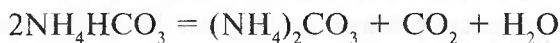
Чўкма-нинг фильтр-ланиш сифати	Зарралар ўлчами, мкм			
	100 дан катта	100–60	60–40	40
Яхши қониқарли қониқар- сиз	27,7	20,3	25,6	26,4
	25,5	17	27,8	29,7
	13,1	15,2	33,6	38,1

Фильтрация жараёнида умумий миқдордан натрий бикарбонатнинг йўқолишлари 3–4% ни ташкил қилади. Натрийдан фойдаланиш коэффиценти 2–3% га камаяди. Ювиш сувида эриш жараёнида натрий бикарбонатнинг йўқолишларини камайтириш учун ювишга сода печи газларнинг ювгичи ва кичик дистилляция скрубберли (кучсиз) сода печи газларнинг ювгичи ва кичик дистилляциядан суюқлик берилади, чунки унинг таркибида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  мавжуд ва бунинг ҳисобига суюқликдаги натрий бикарбонатнинг эрувчанлиги камаяди.

Карбонизация колоннасидан чиққан натрий бикарбонат суспензиянинг устида  $\text{CO}_2$  нинг босими пасайиш натижа-сида ҳам  $\text{NaHCO}_3$  нинг йўқолишлари кузатилади ва ва-куум-филтрда қуйидаги реакция ўтиши мумкин:



Фильтрация жараёнида қуйидаги реакция ўтади:



Натрий бикарбонат ювилишда ундан аммиак чиқариш жуда қийин бўлади. Натрий бикарбонатнинг чўкмасида ҳар доим оз миқдорда аммиак қолади. Филтрли суюқликдан ҳар доим аммиакнинг ҳиди келади. Вакуум-филтрдан чиққан ҳавонинг таркибида аммиак ва углерод диоксид мавжуд ва шунинг учун ҳаво аммиак ва углерод диоксид йўқолишлари камайтириш мақсадида абсорбция бўлимидаги филтр ҳавоси ювгичига берилади.

## 7.2. Фильтрация бўлимининг асосий аппаратураси

**Вакуум-филтрлар.** Натрий бикарбонатни филтрлаш учун кўпинча барабанли вакуум-филтрлар қўлланилади. Ҳозир-ги вақтда барабанли вакуум-филтрлардан чиққан натрий бикарбонатдан намликни чиқариш учун центрифугаларнинг қўлланилиши эҳтимоли бор. Бунинг ҳисобига натрий бикар-бонатнинг намлиги 2—3 баробар камаяди ва унинг натижа-сида иш осонлашади ҳамда кальцинаторларнинг унумдор-лиги ошади.

Центрифугалар, гидроциклон ёки тиндиргич билан бир-галикда қўлланилиши мумкин ва бу ерда натрий бикар-бонат дастлаб ажратилади. Тиндиргичнинг тиниқ қисми дистилляция бўлимига боради, қуйи қисми эса центрифугага берилади. Центрифугадан ювилган ва сиқилган натрий бикарбонат кальцинация бўлимига йўлланади. Таркибида

бикарбонатнинг майда кристаллари мавжуд суюқ фаза эса тиндиргичга қайтарилади. Центрифугаларнинг бундай қўлланилиши натрий бикарбонат кристалларнинг сифатига боғлиқ бўлади ва бу, ўз навбатида, ушбу аппаратларнинг камчилиги ҳисобланади.

Барабанли вакуум-фильтрларнинг конструкцияси ва ишлаш принциплари яхши маълум бўлгани учун улар бу ерда ёритилмаяпти. Фильтрли газмол сифатида узун ипли жун ёки мовут қўлланилади. Пахта — қоғоз газмолларга нисбатан ушбу газмолларда текис ғоваклик мавжуд ва у эксплуатация жараёнида ўзгармайди. Ушбу газмол остида хордли иплар ёки шпагатдан ясалган сетка жойлашган бўлади.

Фильтрловчи материалнинг остига капронли ипакдан бўлган сетка қўйилиши яхши кўрсаткичлар билан тавсифланади. Вискоза иплардан тайёрланган сеткага нисбатан бундай сеткаларнинг хизмат муддати анча юқори бўлди. Ҳозирги вақтда оддий майда металл сетка ҳам қўлланилиши бошланган.

Ювишда сувнинг (кучсиз суюқлик) сарфи 1 т содага 0,5–0,7 м<sup>3</sup> ни ташкил қилади.



## 8-боб. НАТРИЙ БИКАРБОНАТНИНГ КАЛЬЦИНАЦИЯСИ

### 8.1. Жараёнини физик-кимёвий асослари

Карбонизация жараёнида чўктирилган натрий бикарбонат филтрли суюқликдан оддий барабанли вакуум-филтрларда ажратилади ва қиздириш натижасида парчаланати ёки кальцинация қилинади.

Филтрланган ва ювилган натрий бикарбонатнинг таркиби, (%):

NaHCO <sub>3</sub> .....	78–80
Умумий Cl (NaCl ҳисобланишида).....	0,2–0,4
Карбонатлар (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> га ҳисобланишида) .....	2–6
Умумий NH <sub>3</sub> .....	0,6–0,8
H <sub>2</sub> O.....	14–16

Тажриба шуни кўрсатадики, чўкма ювиши билан аммиакни ажратиб бўлмайди. 100°C гача қиздириб ҳам аммиакни тўлиқ чиқариб бўлмайди.

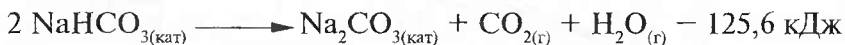
Кимёвий таҳлил натижасида техник натрий бикарбонат таркибида аммиак натрий карбонат шаклида бўлиши аниқланган. Унинг қаттиқ фазага ажралиб чиқиши карбонлаш колоннасида натрий бикарбонат кристалланишининг тўлиқ жараёни давомида ўтади. Демак, натрий карбонат натрий бикарбонат билан бирга чўкади дейиш мумкин. Натрий карбонатнинг кристаллари NaHCO<sub>3</sub> нинг кристаллик панжарасида жойлашган бўлади ва шунинг учун ювиш усули билан аммиакни ажратиш қийин бўлади. Филтрларда вакуум таъсирида NaHCO<sub>3</sub> нинг гидролизи ва эриган NaHCO<sub>3</sub> нинг дикарбонизацияси натижасида натрий карбонат (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) ҳосил бўлиши мумкин. Техник бикарбонатда Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> нинг мавжудлиги карбонизация жараёнида Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> кристалланиши ўтади деб тушунтириб бўлмайди, чунки карбонлашаётган эритмада CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> ионларнинг концентрацияси жуда кам бўлади.

Карбонлаш колоннадан чиқишда ва вакуум-филтрларда суспензия устидаги CO<sub>2</sub> босими камайиши билан NaHCO<sub>3</sub> нинг ретроградация жараёни ўтади, яъни чўктирилган эритмага ўтади ва NH<sub>4</sub>Cl билан реакцияга киришади. Филтрация

жараёнида фильтрли суюклик ювиш суви билан суюлтирилади ва аммиакнинг бир қисми газ фазага чиқиб кетади. Шунга қарамадан ретроградация жараёни натижасида ва ювиш сувида  $\text{NaHCO}_3$  эригани учун филтрлардан кейин тўғри титрнинг 0,5–1,5 н.б. га ошиши кузатилади. Колоннадан чиқаётган суспензияга нисбатан ( $U_{\text{Na}} = 73\%$ ) филтрлардан кейин  $\text{Na}^+$  дан ( $U_{\text{Na}}$ ) фойдаланиши даражаси тахминан 2,5% гача камаяди. Демак, филтрларда  $\text{NaHCO}_3$  нинг йўқолишлари тахминан 3,5% ни ташкил қилади.

Филтрланган ва ювилган натрий бикарбонатнинг чўкмаси термик парчаланаяди (кальцинация).

Куруқ  $\text{NaHCO}_3$  куйидаги реакция бўйича парчаланаяди:

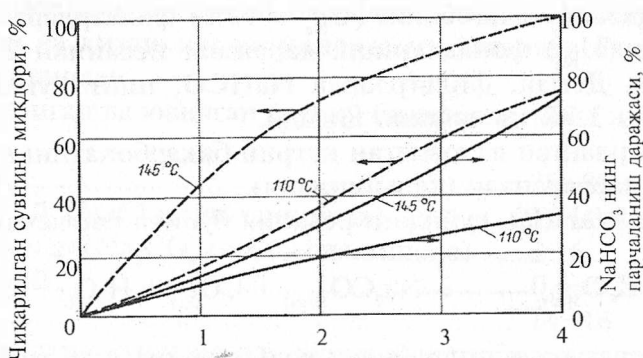


Температура ошиши билан реакциянинг мувозанати ўннга силжиди. Фазалар қондаси нуқтаи назаридан системанинг битта эркин даражаси мавжуд. Демак, газ фазанинг мувозанатли босими фақат температурага боғлиқ бўлади.

Намли бикарбонатнинг парчаланишида компонентлар ва фазалар миқдори биттага ошади, демак система моновариантли бўлади, яъни намли бикарбонат учун ҳар бир температурага газ фазанинг маълум мувозанатли босими мувофиқ бўлади. Бикарбонатдаги намликни бикарбонатнинг тўйинган эритмаси деб ҳисоблаш мумкин. Шунинг учун намли бикарбонат устидаги газ фазанинг мувозанатли босими натрий бикарбонатни тўйинган эритмаси устидаги мувозанатли босими билан аниқланади. Берилган температурада ушбу босим куруқ натрий бикарбонат устидаги босимга нисбатан юқори бўлади. Шунинг учун намли бикарбонат қиздирилиши натижасида олдин эриган бикарбонат парчаланаяди ва газ фазасига намликдан ташқари углерод диоксиди ажралиб чиқади.

Намлик чиқарилгандан кейин қолган куруқ бикарбонат устидаги мувозанатли босим камаяди ва кейинчалик унинг парчаланиши қийинлашади. Ҳосил бўлаётган  $\text{CO}_2$  ва  $\text{H}_2\text{O}$  ларнинг йиғинди босими  $1 \text{ кгк/см}^2$  бўлганида куруқ натрий бикарбонатнинг парчаланиши  $120^\circ\text{C}$  ўтади.

Намли бикарбонат 110°C температурада ҳам парчаланиши мумкин (22-расм). Парчаланиш зонасига ҳаво ёки бошқа газ келиб қолса, чўкма устидаги йиғинди  $\text{Pco}_2 + \text{Pn}_2\text{o}$  босим камайиб кетади ва парчаланиш температураси янада камайиб кетиши мумкин.



**22-расм.** Намли натрий бикарбонат парчаланишининг нисбий тезлиги.

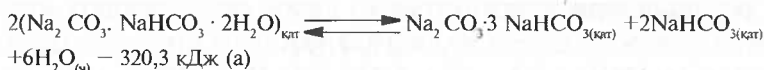
Амалдаги шароитларда қўшимчалар ва катта миқдорда намликнинг мавжудлиги техник натрий бикарбонатнинг кальцинациясини мураккаблаштиради, унинг аралашishi ва иссиқлик ўтказиши ёмонлашади.

Бундан ташқари тузларнинг тўйинган эритмаси бўлган намлик буғлатилиши натижасида кальцинаторнинг деворида кристалланидиган қаттиқ фаза пайдо бўлади ва девор юзасига қаттиқ ёпишадиган қатламни ҳосил қилади. Тузнинг қаттиқ қатлами иссиқлик узатишни ёмонлаштиради ва кальцинатор деворининг куйиб кетишига олиб келиши мумкин. Бунга йўл қўймаслиги учун кальцинациядан олдин намли техник бикарбонат тайёр иссиқ сода (ретур) билан аралаштиради. Бунинг натижасида янги қаттиқ фаза  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (трона) ҳосил бўлади.

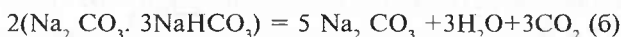


Шундай қилиб, бикарбонатнинг гигроскопик намлиги кристаллизацион сувга ўтади. Қуруқ ва тўкилувчан аралашма ҳосил бўлади ва бундай аралашманинг кальцинацияси

енгил ўтади. Тронанинг парчаланиши куйидаги реакция бўйича боради:



Термографик маълумотлар бўйича олдин 111°C да трона кристаллизацион сувни йўқотади ва кейин 127°C да қўш туз-нинг ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 3\text{NaHCO}_3$ ) парчаланиши ўтади. Ушбу парчаланиш барча жараённинг ўтишини чегаралайди:



Ушбу туз устида 100°C да йиғинди  $\text{Pco}_2 + \text{Pn}_2\text{o}$  мувозанатли босим (мм.см.уст.) 182, 115°C да – 420, 120°C да – 551ни ташкил қилади.

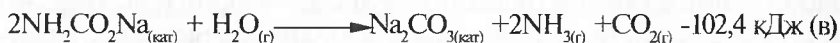
Бу боғланишни куйидаги тенглама билан тасвирлаш мумкин:

$$\text{Lg } \text{Pco}_2 + \text{n}_2\text{o} = 11,72 - 3525/\text{T}$$

Ушбу тенглама бўйича ўтказилган ҳисоб натижасида қўш туз устидаги 1 кгк/см<sup>2</sup> босим 126°C да эришилади. Бу эса юқоридаги маълумотларга яқин.

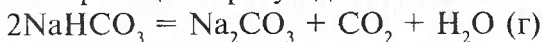
Шундай қилиб, амалда кальцинация жараёни 128°C дан кам бўлмаган температурада амалга оширилиши керак. Ишлаб чиқариш шароитларида кальцинация жараёнини тезлаштириш учун температура 140°C ва ундан юқори бўлиши мумкин.

Техник натрий бикарбонатда намликдан ташқари натрий карбонат ҳам мавжуд. Унинг кристаллари бикарбонатнинг кристаллик панжарасида жойлашган бўлади. Трона ҳосил бўлишида бикарбонатнинг кристаллик панжараси бузилади ва сув буғи мавжудлигида карбамаг осон парчаланеди:

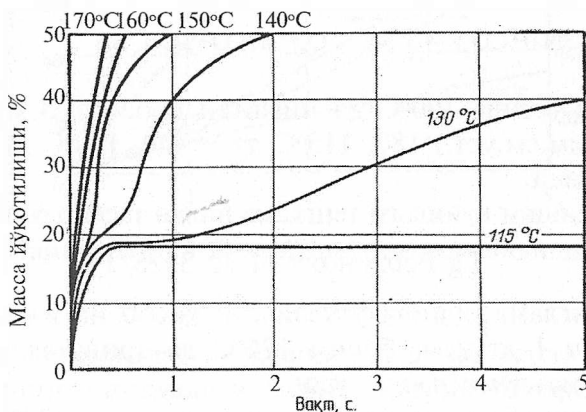


Фильтрли суюқлик билан техник натрий бикарбонатнинг таркибига аммоний карбонатлар, натрий ва аммоний хлоридлар қўшимчалари киради. Биринчи қўшимчалар осон парчаланеди,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ва  $\text{NaHCO}_3$  билан реакцияга киришиб ҳосил бўлаётган натрий хлорид содани ифлослайди.

Шундай қилиб техник натрий бикарбонатнинг кальцинация жараёнида юқоридаги реакциялардан ташқари қуйидаги асосий реакциялари ўтади:



Реакциялар (а) ва (д) энг осон ўтади, реакциялар (г) ва (а) қийинроқ ўтади, ниҳоят, барча жараённи чегаралайдиган энг секин ўтадиган реакция (б).



23-расм. Турли температурада намли натрий бикарбонатнинг парчаланиш тезлиги.

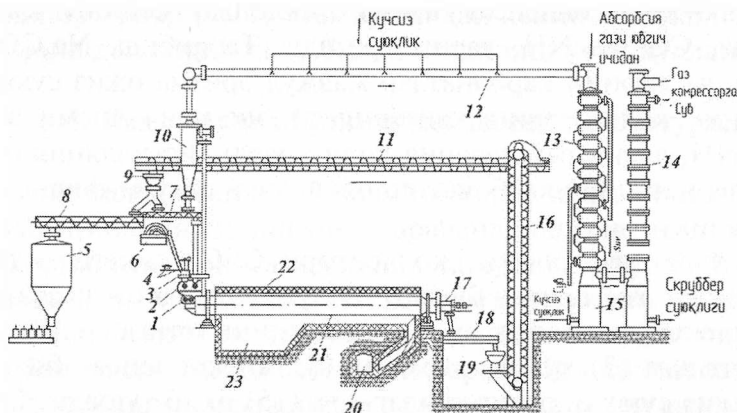
Кальцинация жараёни кинетикасининг тадқиқотлари шуни кўрсатадики, натрий бикарбонатнинг парчаланиши асосан иссиқлик областида ўтади, яъни парчаланиш зонасига иссиқлик етказиш тезлигига, яъни иссиқлик алмашинишнинг солиштирма юзасидан, унинг температурасига ва динамик шароитларига боғлиқ бўлади. Ретур сода йўқлигида, намлиги 19% бўлганда натрий бикарбонат кальцинациясининг тезлигига температуранинг таъсири 23-расмда кўрсатилган.

## 8.2. Кальцинация бўлимининг технологик схемаси

Ретурли сода қўлланилиши билан ишлайдиган ташқи машғал алангали қиздирилишидан фойдаланадиган оловли ўчоқ билан

амалга ошадиган кальцинация жараёнининг технологик схемаси 24-расмда келтирилган. Таркибида 26% чўктирилган  $\text{NaHCO}_3$  билан колонналарда ҳосил бўлаётган суспензия чўкмани суюқликдан ажратиш учун вакуум-филтрларга (6) берилади. Ювиш билан бирга филтрли суюқлик аммиакни регенерация қилиш учун дистилляция бўлимига йўналтирилади. Чўкма қатламидан ўтган ҳаво вакуум-насос билан абсорбция бўлимида жойлашган филтр ҳаво ювгичдан (ФХЮ) ўтказилади.

Ювилган намли бикарбонат куракли ёки лентали транспортёр (4) билан вертикал аралаштиргичли бакка (3) берилади. Вертикал аралаштиргич намли бикарбонатни юмшатади ва кейинчалик таъминловчи (2) ва аралаштиргичларга (1) узатади. Шу ернинг ўзига берилган нисбатда шнекли транспортёр (7) билан иссиқ ретурли сода берилади. Ҳосил бўлган аралашма кальцинация жараёни ўтадиган сода ўчоғига (22) берилади.



**24-расм.** Сода ўчоқларининг ретурли таъминланиши билан кальцинация бўлимининг технологик схемаси:

1 – аралаштирувчи; 2 – таъминловчи; 3 – қабул қилувчи; 4 – скребок-ли транспортёр; 5 – бункер; 6 – вакуум-филтр; 7, 11, 18, 19 – шнекли транспортёрлар; 8–9 – транспортёр қувурлари; 10 – циклон; 11 – кучсиз суюқликнинг коллектори; 12 – сода ўчоқлар газининг коллектори; 13 – сода ўчоқлар газининг советгичи; 14 – сода ўчоқлар газининг ювгичи; 15 – кучсиз суюқликнинг йиғгичи; 16 – элеватор; 17 – чиқарувчи шнек; 20 – боров; 21 – газ қувури; 22 – сода ўчоғи; 23 – ёқилгич.

Чиқарувчи (17) ва узатиш (18) шнеклар ёрдамида сода ўчоғидан чиққан тайёр сода умумий йиғма шнекли транспортёрга (19) ва ундан кейин элеваторга (16) берилади. Элеватор содани транспортёрга (11) туширади ва ундан тақсимловчи шнек (9) ёрдамида соданинг бир қисми (ретур) сода ўчоқларига тақсимланади ва иккинчи қисми транспортёр (8) билан омбор бункерларига (5) юборилади.

Сода ўчоқларидан чиқаётган газнинг таркибида  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NH}_3$ , сув буғи ва сода чанги мавжуд. Ушбу газ  $150^\circ\text{C}$  температурада сода чангини ушлаш учун циклонга (10) берилади. Ушланган сода чанги шнекли транспортёрлар (7) билан сода ўчоқларига қайтарилади. Циклондан газ ожиз суюқлик билан сепиладиган сода ўчоғи газларнинг умумий коллекторида (12) совитилади. Ундан кейин  $38^\circ\text{C}$  гача совитиш учун газ сода ўчоқлар газни совитгичига (СГС) юборилади.

Ҳосил бўлган конденсат газдаги циклондан кейинги қолдиқ чанг,  $\text{CO}_2$  ва  $\text{NH}_3$  ларни эритади. Таркибида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{NaHCO}_3$  ва амоний карбонатлар мавжуд эритма ожиз суюқлик газини коллекторига қайтарилади, иккинчи қисми эса  $\text{CO}_2$  ва  $\text{NH}_3$  ларни регенерация қилиш учун дистилляция бўлимига ва натрий бикарбонатни ювиш учун вакуум-филтрга юборилади.

Сода ўчоқ газларининг коллектори СГС совитгичи томонга қияли жойлашган бўлади ва шунинг учун ожиз суюқлик коллектордан совитгич қувурларининг устига сепилади ва совитгичга (3) қўшимча ҳосил бўлган конденсат билан бирга ожиз суюқликнинг тўплагичга (15) оқиб тушади. Совитгичда (13) газ қувурлар орасида тепадан пастга қараб юради, қувурлар ичида эса қарама-қарши совитиш суви ўтади.

СГС га абсорбция газлар ювгичидан (АГЮ) ҳам газлар берилади. Бунинг ҳисобига намакобни аммонийлашдан кейин қолдиқ углерод диоксид қўлланилади. Тўлиқ тозаланиш ва совитилиш учун СГС дан газ сода ўчоғи скрубберсимон газлар ювгичига (СГЮ) (14) берилади. СГЮ да хордали насадкага тепадан сув берилади. СГЮ дан кейин скрубберли

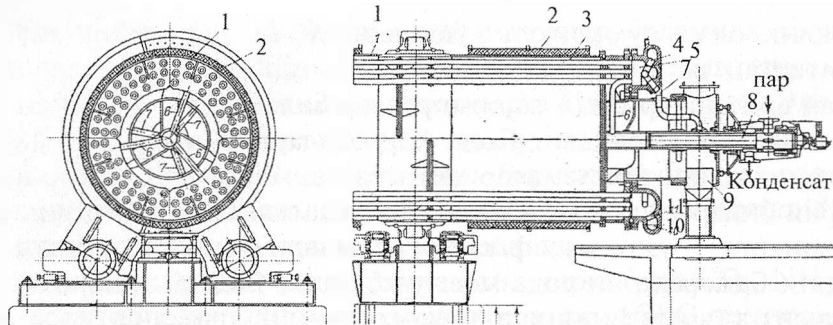
суюқлик ожиз суюқликка қўшилади. СГЮ дан кейин газ совитилган ва тозаланганидан кейин оҳакли ўчоқ газлари билан аралаштирилади ва компрессор билан карбонизацион колонналарга берилади. Сода корхоналарида ретурли сода қўлланилмайдиган схемалар ҳам мавжуд. Ушбу ҳолда намли натрий бикарбонат махсус қурилма ёрдамида сода ўчоғининг ичкарасига — узоқ масофасига ташланади ва бу ерда ретур ролини бажарадиган сода мавжуд бўлади. Сода ўчоқларини ретурсиз таъминланишида тайёр соданинг транспортировкаси соддалашади. Намли бикарбонат бақдан (3) аралаштирувчини (1) ўрнига монтаж қилинган ташловчи аппаратга (1) берилади.

Кўйнақларга бериладиган сув билан ташловчининг корпуси совитилади. Бунинг ҳисобига ташловчи деворларига намли бикарбонат ёпишмайди. Ретурсиз таъминлашда шнекли транспортёрлар (9,11) таъмирлашдан кейин ўчоқларни ишга туширишдан олдин сода билан тўлдириш учун қўлланилади.

### 8.3. Кальцинация бўлимининг асосий аппаратураси

Буғли кальцинатор (25-расм). Охириги вақтда бикарбонатни кальцинация қилиш учун барабанли сода печнинг оловли қиздиришнинг ўрнига иссиқлик ташувчи сифатида буғ қўлланилаяпти. Маълумки, ёқилғи газга нисбатан конденсатланаётган буғдан иссиқлик узатиш интенсивлиги бир неча баробар юқори бўлади. Печнинг барабанига юқори температурадаги ёқилғи газларнинг салбий таъсири кузатилмайди. Аппаратларнинг куввати бир хил бўлганида буғли кальцинатор эгаллаётган хонанинг ҳажми анча кам бўлади. Бундан ташқари кальцинаторнинг қуйидаги афзалликларини кўрсатиш мумкин: оғир, емириладиган ўтга чидамли фиштларнинг йўқлиги, нархи арзон ва эксплуатацияга сарфлар камлиги. Буғли кальцинаторнинг камчиликлари: газ ва суёқ ёқилғига нисбатан нархи юқори ва кальцинация жараёнида газ билан кўпроқ миқдорда сода чанги чикиб кетади.





**25-расм.** Буғли кальцинатор:

1 — кальцинатор барабининг девори; 2 — иссиқликдан изоляция; 3 — қиздирувчи қувурлар; 4 — конденсат чиқариш учун тешик; 5 — буғли камера; 6 — буғли камерага буғ узатиш учун қувур; 7 — конденсат чиқариш учун қувур; 8 — буғ қувури; 9 — чиқарувчи чўнтак; 10 — конденсат учун қалқонли камера; 11 — буғли камерадан конденсат чиқариш учун тешик.

Буғли кальцинаторнинг тузилиши 25-расмда кўрсатилган. Қалқонли камераларнинг (5) деворларида развальцовка қилинган уч қатор иссиқлик узатиш қувурлар айланаётган пўлатли барабanning ичида жойлашган. Кальцинатор барабани ва қиздирувчи қувурлар сода чиқиши томонига қияли жойлашган. Сода кальцинатордан чиқарувчи чўнтак орқали чиқиб кетади. Печнинг ҳаракатланмайдиган қисмидаги штуцер орқали қалқонли-буғли камерага (5) буғ берилади ва ундан кейин марказий қувур (8) билан ва ундан буғли камерага кетадиган учта патрубккага (6) берилади. Конденсат қувурлардан буғли камерага оқиб тушади ва ундан бир қатор тешиклар (11) орқали қалқонли конденсатнинг камерасига (10) келади. Конденсат камераси тўсиқчалар билан учта секцияга бўлинган. Ҳар бир тўсиқчанинг бир томонига конденсат оқиб тушиш учун тешиклар жойлашган, бошқа томонида эса кальцинатордан конденсатни чиқариш учун тешик (4) ва қувур жойлашган. Барабан айланиш жараёнида секциянинг пастки ҳолатида унга тушган конденсат қувур (7) орқали секция-

нинг бошқа томонидан оқиб тушади ва ундан кейин кальцинатордан чиқарилади.

Кальцинатор ретурли сода кириши билан ишлайди. Юкловчи механизмда натрий бикарбонат аралаштирувчида ретурли сода билан аралашади ва кальцинаторнинг барабанига берилади. Кальцинаторнинг ташқи юзасида иссиқлик изоляцияси (2) мавжуд. Кальцинатор  $25-35$  кгк/см<sup>2</sup> босимли буғ билан қиздирилади. Сода температураси  $190-250^{\circ}\text{C}$  ни ташкил қилади ва шунинг учун у юқори тўқилувчан зичлик билан ҳосил бўлади.

Бундай юқори температураларда оловли сода печларига нисбатан кальцинациянинг тезлиги юқори бўлади. Буғли кальцинаторлар қиздиришнинг катта юзасини ташкил қилади. Юзани ошириш учун қиздирувчи қувурларда тўлик узунлиги бўйича кўндаланг қирраланиш бўлади. Оловли сода печларига нисбатан буғли кальцинаторларнинг унумдорлиги катта бўлади. Барабаннынги узунлиги  $20$  м, диаметри  $2,6$  м, бикарбонатнинг намлиги  $16\%$  ва ретурли аралашманинги намлиги  $6\%$  бўлганда буғли кальцинаторнинг унумдорлиги  $300$  т/сут ни ташкил қилади.  $25-35$  кгк/см<sup>2</sup> босимида буғнинг сарфи  $1,2-1,7$  т ни ташкил қилади. Барабаннынги айланиш тезлиги  $7$  айл/мин бўлади. Барабаннынги тўлдирилиш даражаси  $30\%$ . Диаметри  $3$  м ва узунлиги  $33$  м бўлган кальцинаторларнинг унумдорлиги  $600$  т/сут сода бўлади.

Истиқбол конструкциялардан кальцинацияланаётган материал қайнов қатламга буғли кальцинаторнинг қиздирувчи қувурлари жойлаштирилади. Бундай аппарат арзон ва конструкция бўйича содaroқ бўлади. Қайнов қатламли печда айланма қисмлари йўқлигини афзаллик деб ҳисоблаш мумкин. Бундай печнинг лойихавий унумдорлиги  $600-700$  т/сут ташкил қилади.

Қайнов қатламда материал интенсив аралашгани учун яхши иссиқлик алмашилиш, текис қиздириш ва чиқарилган соданинги температураси юқори бўлмаслигини таъминлайди.

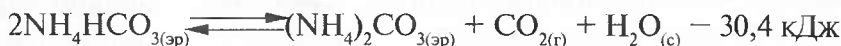
# 9-боб. КАЛЬЦИНАЦИЯ ЛАНГАН СОДА ИШЛАБ ЧИҚАРИШДА АММИАКНИНГ РЕГЕНЕРАЦИЯСИ

## 9.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари

Сода ишлаб чиқаришнинг фильтрли ва бошқа суюқликлардан аммиакнинг регенерацияси дистилляция бўлимида амалга оширилади. Одатда эриган аммиакнинг бир қисми углевод диоксиди билан боғланган бўлади. Шунинг учун аммоний карбонат тузларининг парчаланиши натижасида аммиак билан бирга углевод диоксид регенерация қилинади ва ишлаб чиқаришга қайтарилди. Фильтрли суюқликда асосий компонентларнинг (аммоний карбонат ҳисобга олинмаган) тахминий миқдорлари қуйидагича, (н.б.):

Миқдори, н.б.	Ўки тузлар ҳисобида (н.б.):
	$\text{NH}_4\text{Cl}$ (чўктирилган
Умумий.....90	$\text{NaHCO}_3$ га эквивалент, 91–25).....66
Тўғри титр.....25	$\text{NaCl}$ (90–66).....24
Умумий $\text{NH}_3$ .....91	$\text{NH}_4\text{HCO}_3$ (37–25).....12
Умумий $\text{CO}_2$ .....37	$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ (25–12).....13
$\text{SO}_4^{2-}$ .....1,5	$\text{Na}_2\text{SO}_4$ .....1,5

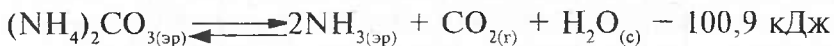
Аммоний карбонат тузлари эритмада гидролизланади. Бу ҳолда қийин эрувчан углевод диоксид газ фазага ажралиб чиқади. Яхши эрувчан аммиак мувозанатни ўрта туз ҳосил бўлиш томонга силжийди:



1 моль углевод диоксид ҳосил қилиш учун 30,4 кДж ис-  
сиклик сарфланади.

Углевод диоксиднинг газ фазага ажралиши 35–40°C да

бошланади. Шунга ўхшаш стабиллиги юқорироқ бўлган ўрта тузнинг реакцияси бўйича

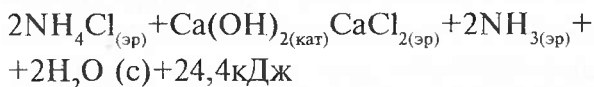


1 моль углерод диоксид ҳосил қилиш учун 100,9 иссиқлик сарфланади. Углерод диоксиднинг газ фазага ажралиб чиқиши фақат 65–70°C да кузатилади.

Аммиакнинг эрувчанлигини камайтириш ва уни газ фазага чиқариш учун газ фазада аммиакнинг босимини камайтириш керак. Бунинг учун сода заводида сувли буғ қўлланилади. У суюқликдан барботажланади, уни қиздиради ва газ фазага ажралиб чиқиб, газни суюлтиради ҳамда аммиакнинг парциал босимини камайтиради. Бу эса Генри қонунига биноан суюқликдан аммиак чиқаришга ёрдам беради. Сув эритмасидан аммиакнинг газ фаза ўтишига 34,8 кДж/моль энергия сарфланади. Суюқликда  $\text{CO}_2$  нинг мавжудлиги унинг устидаги аммиакнинг мувозанатли босимини камайтиради ва уни газ фазага чиқишини қийинлаштиради. Худди шу сабабга кўра суюқликда аммиак мавжуд бўлса,  $\text{CO}_2$  газ фазага чиқиши қийинлашади.

Шундай қилиб, аммиакнинг газ фазага чиқиш даражаси ва тезлиги қуйидагиларда мавжуд: температура, газ фазадаги аммиакнинг босими ва суюқликнинг таркиби.

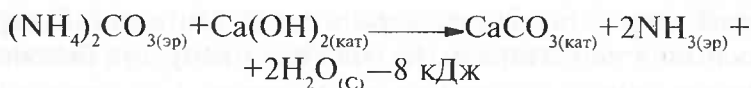
Аммоний хлориддан аммиакни регенерация қилиш учун  $\text{NH}_4\text{Cl}$  дан  $\text{NH}_4^+$  ни сиқиб чиқарадиган кучлироқ ишқорнинг таъсири керак. Сода ишлаб чиқаришида бунинг учун оҳакли сут қўлланилади.



Ушбу реакциянинг тезлиги  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  нинг эриш тезлиги билан аниқланади, яъни оҳакли сутнинг дисперслик даражасига боғлиқ бўлади. Дисперсликнинг юқори даражаси, айниқса аммоний хлорид парчаланиш охирида, катта аҳа-

миятга эга. Бу ерда аммоний хлориднинг концентрацияси ва  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ нинг ортиқчалиги жуда кам бўлади.  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ нинг эрувчанлигини қийинлаштирадиган  $\text{CaCl}_2$  ёки  $\text{Ca}^{2+}$  ионларнинг концентрациялари жуда катта бўлади.  $\text{NH}_4\text{Cl}$  парчаланиш натижасида ҳосил бўладиган аммиакни газ фазога чиқариш учун суюқлик ўткир буғ билан  $95-115^\circ\text{C}$  гача қиздирилади.

Оҳакли сут беришдан олдин аммоний карбонатни тўлиқ парчалаш керак ва углевод диоксидни эритмадан чиқариш керак, бўлмаса аммоний карбонат оҳакли сут билан реакцияга киришади:



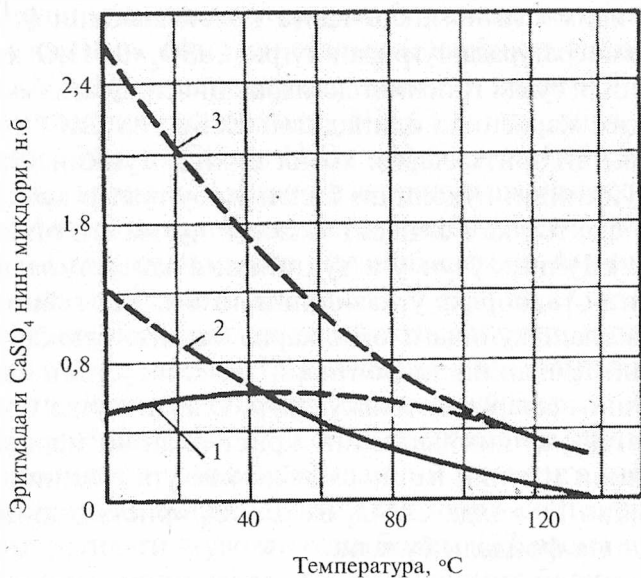
Натижада  $\text{CO}_2$  йўқолади ва оҳакли сутнинг ортиқча сарфланиши кузатилади.

Фильтрли суюқликда катта миқдорда бўлмаган  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  мавжуд.  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  намакобни тозалашда ҳосил бўлади.  $\text{Ca}^{2+}$  ионларининг юқори концентрациясида эритмада қаттиқ фазага ажралиб чиқадиган  $\text{CaSO}_4$  нинг эрувчанлик кўпайтмасига эришилади.



Дистилляция жараёнида гипснинг кристалланиши мураккаб ҳодисаларга олиб келади: ҳосил бўлаётган гипс аппарат ва қувурларнинг ички юзаларида чўқади, уларнинг ўтказувчанлигини камайтиради, демак унумдорлигини ҳам, гидравлик қаршилигини ҳам оширади.

Гидравлик қаршилик ошиши жуда меҳнатни кўп талаб қиладиган чўкмаларни чиқариб ташлаш ишларига олиб келади.



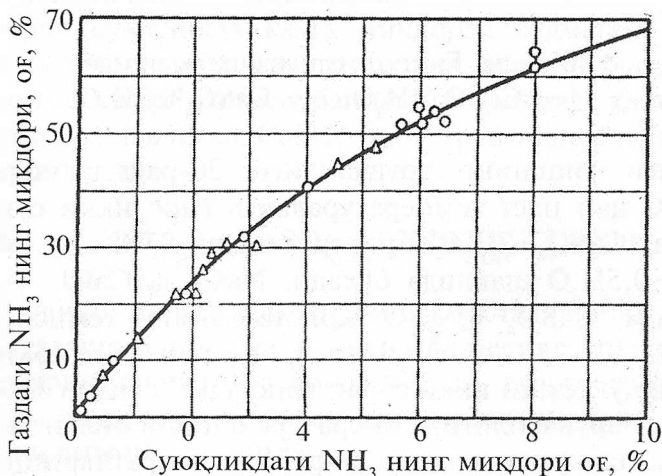
**26-расм.** Гипснинг сувдаги эритмаси:  
 1 –  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ; 2 –  $\text{CaSO}_4 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$ .

Сувдаги гипснинг эрувчанлиги 26-расмда кўрсатилган.  $97^\circ\text{C}$  дан паст температураларда гипс икки сувли туз шаклида ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) кристалланади,  $97^\circ\text{C}$  дан юқорида  $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$  шаклида бўлади.  $\text{NaCl}$  ва  $\text{CaCl}_2$  лар мавжудлигида  $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$  кристалланиш температураси  $97^\circ\text{C}$  дан  $93\text{--}95^\circ\text{C}$  гача пасаяди. Критик температурадан юқорида чўкаётган икки сувли гипс ярим сувли гипсга ўтади. Унинг эрувчанлиги температура ошиши билан камаяди. Ушбу қайта кристалланиш жараёни аппаратларнинг ички юзасида чўкмалар пайдо бўлишига олиб келади.

Қайта кристалланишга йўл қўймаслиги ва шунинг билан чўкма юзага ёпишишини камайтириш учун  $\text{NH}_4\text{Cl}$  нинг парчаланиш жараёнини ва кейинчалик эритмадан аммиакнинг десарбциясини критик температурадан паст ва юқори

температураларда ўтказадилар. Паст температурада икки сувли гипсининг ярим сувли гипсга қайта кристалланиши ўтмайди. Юқори температурада тўғридан тўғри  $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$  кристалланади ва икки сувли гипсининг дегидратацияси кузатилмайдди.

Дистилляция жараёнида олинадиган  $\text{CaSO}_4$  ва  $\text{CaCO}_3$  тузлари ўта тўйинган эритмаларни ҳосил қилиш мумкин. Эритманинг ўта тўйиниши йўқолиши билан ушбу тузлар кристалланади ва бу фактор ҳам аппарат юзасига чўкма ёпишишига олиб келади. Шунинг учун ўта тўйинишни камайтирадиган ёки йўқотадиган тадбирлар ўтказилиши лозим. Ўта тўйинишнинг олиб ташлаш кўйидаги омилларга боғлиқ: суюқлик ва оҳакли сутнинг аралашуш шароитлари, оҳакли сутнинг сифати, қаттиқ қўшимчаларнинг мавжудлиги. Оҳакли сутда юқори дисперсли қаттиқ қўшимчаларнинг кристалланиш марказлари ҳосил бўлиши мумкин ва шу сабабли ҳам ўта тўйиниш даражаси камаяди. Бу ҳолда  $\text{CaSO}_4$  ва  $\text{CaCO}_3$  кристалларининг мавжудлиги анча фойдали бўлади.



27-расм.  $\text{NaCl} - \text{CaCl}_2 - \text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$  системасида ва сув аммиакли эритмалар устидаги аммиакнинг мувозанатли босими.

Агар оҳакли сут беришдан олдин  $\text{CaCO}_3$  киритилса, ўта тўйиниш пасайишдан ташқари киритилган  $\text{CaCO}_3$  ёрдамида

10–15%  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ни парчалаш мумкин. Бунинг натижасида  $\text{CO}_2$  нинг қўшимча миқдори ажралиб чиқади ва оҳакли сутнинг сарфи камаяди. Масалан, кальций карбонат сифатида оҳакли усулда  $\text{NaOH}$  олиш цехининг шламини ишлатиш мумкин.

Дистиляция жараёнида  $\text{NH}_4\text{Cl}$  нинг парчаланишигача эритмани  $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaCl} - \text{NH}_4\text{Cl}$  системаси деб ҳисоблаш мумкин. Аммоний хлоридни парчалагандан ва  $\text{CO}_2$  ни газ фазага чиқаргандан кейин ушбу система  $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaCl} - \text{CaCl}_2$  системасига айланиб қолади. Аммоний хлориднинг нордон хусусиятлари ва  $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCO}_3^- + \text{H}^+$  реакциянинг  $\text{H}^+$  ионлари таъсирида мувозанати чапга силжигани учун биринчи системада  $\text{NH}_4\text{Cl}$  мавжудлигида эритманинг устида  $\text{CO}_2$  нинг босими сезиларли даражада кўпаяди.

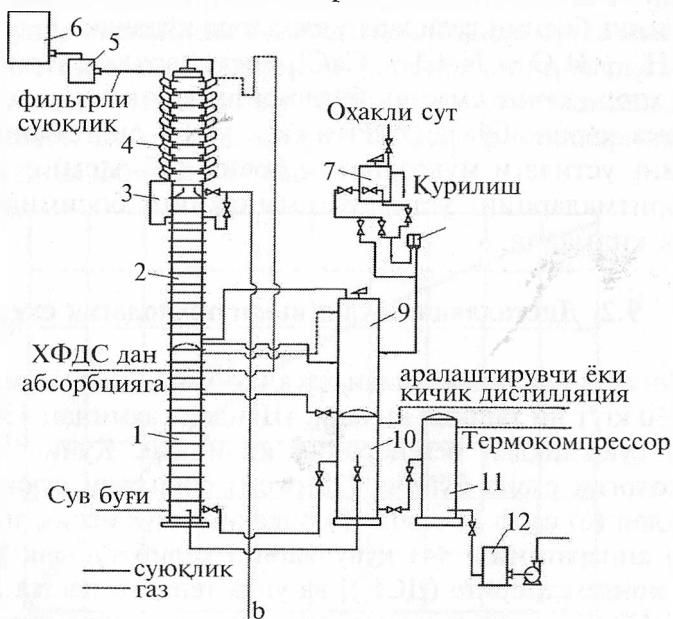
$\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{NaCl} - \text{CaCl}_2$  системасида натрий ва кальций хлориднинг аммиак буғларини босимига таъсири ўзаро карама-қарши бўлади. Натижада ушбу системани суюқлигининг устидаги мувозанатли босим (27-расм) сув-аммиакли эритмаларнинг устидаги аммиакнинг босимидан деярли фарқ қилмайди.

## 9.2. Дистиляция бўлимининг технологик схемаси

Ишлаб чиқаришда айланаётган аммиакнинг умумий миқдори 530 кг/т ни ташкил қилади. Шундан тахминан 450 кг филтрли суюқликдан регенерация қилинади. Куйида келтирган технологик схема бўйича (28-расм) филтрли суюқлик сиқув бакидан (6) сарф ўлчовчи (5) орқали кожух иссиқлик алмашилиш аппаратининг (4) қувурларига келиб тушади [дистиляция конденсаторига (ДСК)] ва унда тепадан пастга қараб оқади. ДСК нинг қувурларини орасига суюқликка карама-қарши дистиляциянинг иссиқлик алмашилиш аппаратидан (ДСИ) чиқаётган иссиқ буғ ва газ аралашмаси берилади. Иссиқлик алмашилиш натижасида филтрли суюқлик қиздирилади ва суюқликнинг таркибидаги  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  парчаланadi. Ажралиб чиқаётган углерод диоксид иссиқлик узатиш интенсивлигини камайтиради. Шунинг учун у қувурлардан чиқарилади ва ДСК



кувурларининг орасидан чиқаётган газнинг асосий оқимига қўшилади. Буғ ва газ аралашмаси кувурлар орасидан ўтиши натижасида совитилади ва ундан сув буғи конденсатланади. Ҳосил бўлган конденсатда газдаги  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  ларнинг бир қисми эрийди. Газ ДСК дан (27-расм) кичик дистилляция схемаси бўйича алоҳида регенерацияга юборилади. Зарур бўлган ҳолларда ушбу конденсатни бевосита ДСИга (2) узатиш мумкин. Абсорбция бўлимида жойлашган дистилляция газлар совитгичига (ДГС) қўшимча совитиш ва қуритиш учун ДСК газни берилади. Газ совитиш натижасида бу ерда ҳам таркибида  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  мавжуд конденсат ҳосил бўлади. Ушбу конденсат кейинчалик кичик дистилляцияга юборилади.



**28-расм.** Дистилляция бўлимининг технологик схемаси:

1 – дистиллер; 2 – дистилляциянинг иссиқлик алмашиниш аппарати; 5, 8 – ўлчагичлар; 6 – сиқув баки; 8 – оҳакли сутнинг аралаштиргичи; 9 – аралаштирувчи; 10 – биринчи буғлатгич;

11 – иккинчи буғлатгич; 12 – қум ушлагич.

ДСК дан кейин фильтрли суюқлик ташки куйилгич (3) орқали ДСИ (2) га келади ва тепадан пастга қараб оқади. Кейин ДС дан (1) кўтарилаётган буғ ва газ аралашмаси билан бевосита контакт қилиб, фильтрли суюқлик қиздирилади. Аммоний карбонат тузлари газ фазага  $\text{CO}_2$  ажралиб чиқиши билан деярли тўлиқ парчаланадилар. Аммоний хлорид билан  $\text{NaHCO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ларнинг кам миқдорлари реакция киришган ҳолда иссиқлик алмашилиш аппаратида уларнинг суюқликдан  $\text{CO}_2$  ни чиқариш ДСИ нинг асосий вазифаси бўлиб ҳисобланади.

Углерод диоксид чиқарилганидан кейин суюқлик аралаштирувчида (9) сарфни ўлчовчи (8) орқали аралаштирувчидан (7) келаётган оҳакли сут билан аралаштирилади. Суюқликда ҳам миқдорда қолган аммоний карбонат  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  билан реакцияга киришади ва натижада оҳакли сутнинг ортикча сарфи ва  $\text{CO}_2$  нинг йўқолишлари кузатилади.

Аммиакни газ фазага чиқариш учун аралаштирувчидан (9) суюқлик дистиллерга (1) келиб тушади. ДСнинг пастки қисмига суюқликни қиздирадиган ўткир буғ берилади. Бу ерда аммиак ажралиб чиқади, эритма устида унинг босими ошади, буғ ва газ аралашмасида унинг парциал босими камаяди. Бунинг ҳисобига суюқликдан аммиакнинг десорбция ҳаракатлантирувчи кучи ошади.

Буғ ва газ аралашмаси ДСИдан ДСга келиб тушади. Дастлаб у томчи ушловчи ролини бажарадиган ва суюқлик билан тўлдирилмаган аралаштирувчининг тепа қисмидан ўтади.

Иссиқликдан фойдаланиш учун ДСдан иссиқ суюқлик биринчи буғлатувчига (10) (БУ-1) юборилади. Бу ерда босим атмосфера босимигача пасайтирилиши ҳисобига кичик дистилляцияда қўлланиладиган буғ ажралиб чиқади. «Иссиқ» режимда аралаштирувчида суюқликнинг температураси  $93^\circ\text{C}$  дан ошмайди, ДСдан чиқишда эса  $115^\circ\text{C}$  ни ташкил қилади. Бу ҳолда суюқликнинг иссиқлигидан тўлиқ фойдаланиш учун уни биринчи буғлатувчидан (БУ-1) иккинчи буғлатувчига (БУ-2) (11) юборилади. Бу ерда термокомпрессор ҳосил қилган вакуум ҳисобига кўшимча миқдорда паст босим ва температура билан буғ ҳосил бўлади ва у кичик дистилляция поғонасида қўлланилади.

Дистиллер деворларидан ажралган гипс ва кальций карбонатларнинг йирик зарраларини сепарация қилиш учун БУ-2 дан дистиллерли суюқлик қум ушловчига (12) берилади. Ундан кейин марказдан қочма насослар ёрдамида дистиллерли суюқлик чиқинди йиғувчисига («оқ денгиз») берилади.

Дистилляция бўлимида юқорида кўрсатилган конденсатлар ва ожиз суюқликдан аммиак регенерация қилинади. Кальцинатор газининг совитиш ва содани чангдан тозалаш жараёнларида ожиз суюқлик ҳосил бўлади.

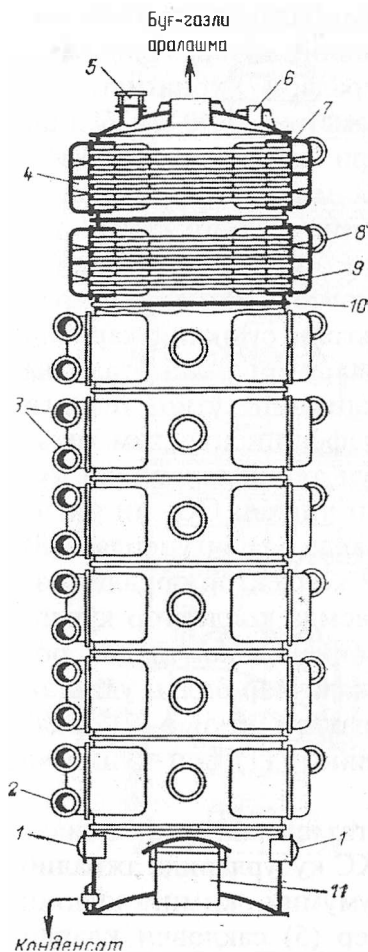
Аммиакли конденсатлар ва ожиз суюқликни филтрли суюқликдан алоҳида қайта ишланиши маъкул деб ҳисобланади. Бу ҳолда ДСИга юклама тахминан 15% га камаяди, ДСга -10% га. Бундан ташқари, дистиллердан чиқинди суюқликнинг миқдори камаяди, демак буғ сарфи, аммиак ва оҳак йўқолишлари ҳам камаяди.

Ожиз суюқликнинг таркибида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{NaHCO}_3$  лар мавжуд. Одатда унинг таркибида аммоний ва натрий хлоридлари бўлмайди. ДСдан чиққан филтрли суюқликдан томчилар чиқиб кетгани учун конденсатга хлоридлар ўтиб кетиши мумкин. Ушбу иккала суюқликнинг қайта ишланиши алоҳида бўлгани маъкул, чунки таркибида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{NaHCO}_3$  лар бўлган қайта ишланиши ҳамда ундан газ фазага углерод диоксид ва аммиак чиқарилиши натижасида сода эритмаси олинади. Ушбу эритма филтрадаги  $\text{NaHCO}_3$  чўкмасини ювиш ёки тозаланган натрий бикарбонат ёки оҳакли усул билан каустик сода ишлаб чиқариш учун қўлланилиши мумкин. ДГС ва ДСК дан чиққан иссиқ конденсатлардан  $\text{NH}_3$  ва  $\text{CO}_2$  чиқарилганидан кейин улар оҳакни сўндириш учун қўлланилиши мумкин.

### 9.3. Дистилляция бўлимининг асосий аппаратураси

**Дистилляция конденсатори ДСК.** Филтрли суюқлик билан иссиқлик алмашилиш йўли билан ДСИдан келаётган буғ ва газ аралашмасини совитиш ва қуритиш учун ишлатилади. Филтрли суюқлик кондентор қувурларида қиздирилади. Филтрли суюқлик ва газ билан буғ аралашмасининг бево-

29-расм. Дистилляция конденсатори:



1 — газнинг қўшимча кирити-  
лиши; 2 — суюқлик чиқиши учун  
штуцер; 3 — суюқлик ўтиши учун  
штуцер; 4 — камера; 5 — сақловчи  
клапанини ўрнатиш учун штуцер;  
6, 8 — фильтрли суюқликдан ажра-  
либ чиққан газларни чиқариш учун  
штуцерлар; 7 — қувурли панжара;  
9, 10 — тўсиқчалар; 11 — газ кири-  
ши учун горловина.

сита контакт натижасида газни талаб қилаётган температурагача совитиш қийин, чунки аммиак ва углеводород диоксидларнинг филтрлардан келаётган совуқ суюқлиги эриши натижасида катта микдорда иссиқлик ажралиб чиқади.

Буг ва газ аралашмаси совити-  
лишда ва ДСКнинг қувурларини тоза юзаси мавжудлигида иссиқ-  
лик узатиш коэффиценти ўрта-  
ча  $1800 \text{ кДж/см}^2$  ташкил қилади. Лекин вақт ўтиши билан қувур-  
лар юзасига чўкма тушади ва ис-  
сиқлик узатиш коэффиценти

3—4 баробар камаяди. Фильтрли суюқлик коррозия ва ифлос-  
ланишнинг потенциал манбаи бўлади. Шунинг учун қувурлар  
тозаланиши қулай бўлиши учун фильтрли суюқ ДСК қувур-  
ларининг ичига бериледи, буг ва газ аралашмаси эса қувурлар  
орасига бериледи. Бундан ташқари, бундай юришда иссиқлик  
узатиш коэффиценти юкори бўлади.

ДСК бу цилиндрли кожухли қувурлар билан иссиқлик ал-  
машгичдир (29-расм), 8 та чўянли бочкалардан (царга) ибo-

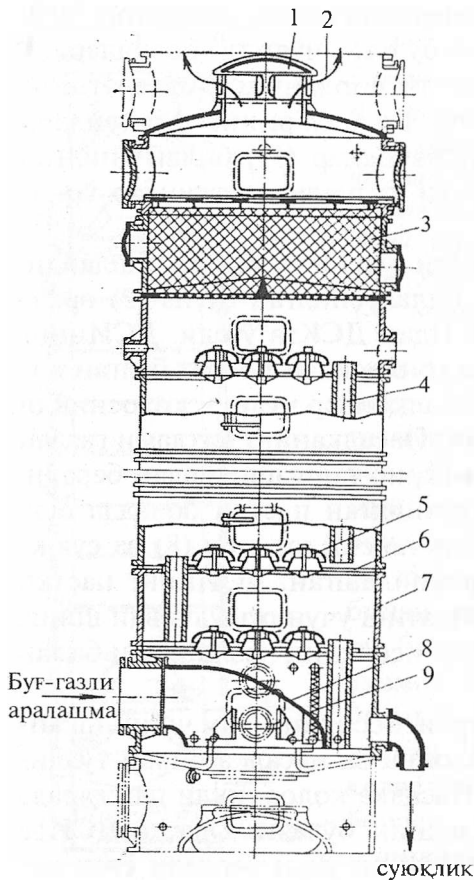
рат, уларнинг ички диаметри 3000 мм, баландлиги 1330 мм. Ҳар бир бочкада тўғри бурчакли суюқлик кўтаргичлар мавжуд, уларнинг устида қувурли панжаралар (7) ўрнатилган.

Уларнинг узунлиги 3350 мм ва диаметри 70х90 мм бўлган 184 та иссиқлик алмашилиш қувурлари бириктирилган. Умумий иссиқлик алмашилиш юзаси 1160 м<sup>2</sup> ни ташкил қилади.

Иссиқлик алмашилиш қувурларининг бир қатор тўсиқлари (9) бор оқизгич камераларга (4) чиқади. Тўсиқлар камераларни ва шунинг билан бирга совитиш қувурларини саккизта секцияга бўлади. Филтрли суюқлик ҳар бир бочканинг қувурлари барча секцияларидан оқиб ўтади ва бунинг ҳисобига қувурлардан суюқликнинг ўтиш тезлиги ошади, демак иссиқлик узатиш коэффициенти ҳам ошади. Бочкалар орасида газ ўтиш учун тешиклар билан тўсиқлар (10) жойлашган. Суюқликдан чиққан СО<sub>2</sub> ни чиқариб ташлаш учун оқизгич камераларда (4) штуцерлар (8) мавжуд ва қувурлар орасида умумий коллектор орқали газнинг умумий оқимига кўшилади. Расмда коллектор кўрсатилмаган. Филтрли суюқлик бир оқизгич камерадан бошқа камерага тепадан пастга қараб калачлар билан уланган штуцерлар (3) орқали ўтади ва аппаратдан штуцер (2) орқали ўтади. Газ ДКС га бўғиз горловина (11) ёки қўшимча киришлар (1) орқали берилади.

ДКС қопқоғида совитилган буғ ва газ аралашмасини чиқариш учун штуцер мавжуд. Бу ерда ДКС қувурларида ажралиб чиққан углерод диоксидни газнинг умумий оқимига кўшиш учун штуцер (6) жойлашган. Штуцер (5) сакловчи клапан кўйишга мўлжалланган. Пастда ДКС бочка билан ДСИга уланган. Конденсатни чиқариш учун бочка-база штуцер билан таъминланган.

Дистилляциянинг иссиқлик алмашилиши (ДСИ). Аммоний карбонат тузларини парчалаш ва филтрли суюқликдан ҳосил бўлган СО<sub>2</sub> ни чиқариб ташлаш учун мўлжалланган. Бу вазифа дистиллердан келаётган иссиқ буғ ва газ аралашманинг филтрли суюқлик билан бевосита контакти ҳисобига бажарилади.



**30-расм.** Дистилляциянинг иссиқлик алмашилиши:

1 – туб; 2, 11 – суюқлик чиқиш учун штуцерлар; 3, 6 – тишли колоколлар; 4 – пәсет; 5 – пәсетнинг горловинаси; 7 – конусли томчи ушловчи; 8 – томчи ушловчининг горловинаси; 9 – томчи ушловчининг цилиндри; 10 – суюқлик кириш учун штуцер; 11 – байонет киритиш учун штуцер; 12 – ташки қўйилгич; 13 – колоколнинг пояси; 14 – бочка – база.

Амалиётда барботажли ва скрубберли иссиқлик алмашилиш аппаратлари қўлланилади. Барботажли аппаратларнинг эксплуатацияси содда ва ишлаши барқарор бўлади. Уларда аппаратнинг кесими бўйича суюқликнинг текис тақсимланиши талаб қилинмайди ва суюқлик-

нинг яхши аралашishi таъминланади. Бундан ташқари, уларда суюқликнинг бўлиш вақти узокроқ бўлади. Бу эса  $\text{CO}_2$  ни эритмадан чиқариш учун катта аҳамиятга эга, чунки карбонатлар парчаланишида  $\text{CO}_2$  нинг десорбция тезлиги диффузион омиллардан ташқари  $\text{CO}_2$  дегитратациясининг кимёвий реакция тезлигига боғлиқ бўлади. Иссиқ режимда ишлаётган иссиқлик алмашилиш аппаратнинг юқори қаршилиги (80 мм. см. уст.) бўлишининг афзаллиги бор, чунки бу холда қиздирувчи бугининг температураси ва босими ошади.

30-расмда барботажли, кўп колпачокли, диаметри 3000 мм ва баландлиги 1000 мм бўлган чўянли бочкалардан (7) йиғилган ДСИ аппарати тасвирланган. Аппаратнинг умумий баландлиги 13468 мм. Бочкаларнинг фланецлари орасида бўғизи (17) 11 та колпачоклар (5 ) билан ёпилган барботажли тарелкалар ва ички қувурли оқизгичлар ўрнатилган.

2 та юқоридаги бочка томчи ушловчи бўлиб ишлайди. 1-бочканинг устида зонт (1) билан ёпилган бўғиз (2) орқали буғ ва газ аралашмаси ДСИдан ДСКга ўтади. ДСИнинг тепасидаги 2-бочка Рашиг қалқонларидан иборат бўлган насадка (3) билан тўлдирилади. Қалқонлар чўянли колосникли панжара устига жойлаштиради. Насадканинг қатлами газдан суюқликнинг томчиларини чиқариб ташлашга ёрдам беради. Дистиллер билан ДСИнинг улайдиган пастки бочкада буғнинг кириши учун штуцернинг тақсимловчиси (8) ва суюқлик чиқиши учун штуцерлар жойлашган. ДСИнинг пастки бочкасида суюқлик сатҳини кузатиш учун сув ўлчовчи шиша мавжуд. Аппарат ташқарисидан иссиқлик изоляцияси билан қопланган.

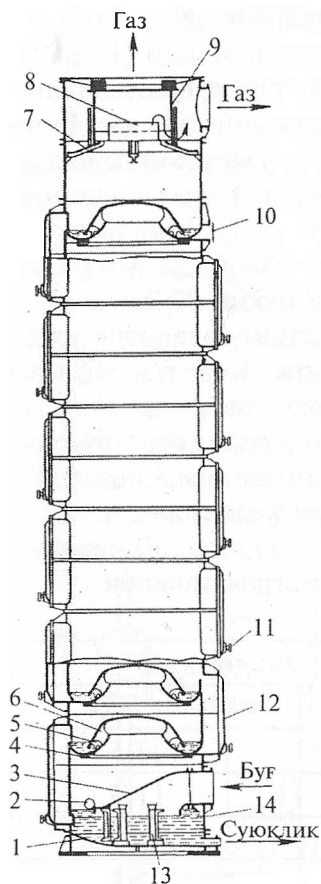
Дистилляциянинг скрубберли иссиқлик алмашиниш аппарати бу оддий ичи бўш колонна ва насадка билан тўлдирилган бочкалардан иборат. Насадка колосникли панжарада бир нечта қават билан жойлашган бўлади. Одатда ДСИда гидравлик қаршиликни камайтириш учун хордали ёғоч насадка қўлланилади.

Скрубберли ДСИларнинг камчиликлари: насадка бўйича суюқликнинг нотекис тақсимланиши, суюқлик ва буғ билан газнинг иссиқ аралашмаларининг ажралиши ва буғнинг натижасида аппарат ишлаш самарасининг пасайиши насадкани ифлослайдиган суюқликдаги қаттиқ фазага сезилувчанлиги.

**Дистиллер.** Суюқ фазадан аммиакни газ фазага чиқариш учун хизмат қилади. Бу барботажли чўянли ёки пўлатли аппарат. Аппарат юзаларида гипс чўкмалари ёпишгани учун скрубберли ёки кўп колпачокли барботажли аппа-

### 31-расм. Дистиллер:

1 — туб; 2,11 — суюқлик чиқиш учун штуцерлар; 3,6 — тишли колоколлар; 4 — пассет; 5 — пассетнинг горловинаси; 7 — конусли томчи ушловчи; 8 — томчи ушловчининг горловинаси; 9 — томчи ушловчининг цилиндри; 10 — суюқлик кириши учун штуцер; 11 — байонет кириши учун штуцер; 12 — ташқи қуйилгич; 13 — колоколнинг пояси; 14 — бакча — база.



ратлар қўлланилмайди. Ички диаметри 3000 мм бўлган дистиллер 14 та чўянли царга бочкалардан иборат (31-расм). Дистиллернинг умумий баландлиги 17,1 м. Барботажли бочкалар бўғизли (5) тишли колпак (6) билан копланган қалқонли туб билан таъминланган. Иккита юқори бочкалар томчи ушловчи бўлиб хизмат қилади. Томчи ушловчидан ўтган буғ ва газ аралашмаси аппаратдан чиқиб кетади. Дистиллерга келаётган буғ тишли колоколга (3) боради. Иш жараёнида суюқлик тешикдан (2) чиқади. Тозаланиши учун дистиллер бўшатилишида эса штуцердан (15) чиқади.

Тозаланишнинг қулай бўлиши учун оқизғичлар больтлар билан уланадиган олиб қўйиладиган қопқоқлар билан таъминланган. Тарелкага суюқлик киришнинг қаршисида қопқоқларда сальниклар (байонетлар) орқали учидан белча бор пўлатли стерженлар ўрнатилган. Олдига орқага сурилиб ва айлантасирилиб, оқизғич чўкмадан тозаланади. Киргизиш ва чиқариш оқизғичлари ёнма-ён жойлаштирилади. Улар бир-биридан тўсиклар билан ажратилган ва бунинг ҳисобига тарелкада суюқликнинг айланма юриши пайдо бўлади.



## 9.4. Оғир соданинг ишлаб чиқарилиши

Оддий кальцинацияланган соданинг тўкилувчан зичлиги ўртача  $0,5-0,55 \text{ т/м}^3$  интервалида ўзгариб туради. Бундай енгил сода чангланади ва шунинг учун истеъмол, кадок транспортировка қилишга қулай бўлмайди. Енгил соданинг гранулометриқ таркиби қуйидагича:

Заррачалар ўлчами, мм..... $> 0,4$   $0,4-0,2$   $0,2-0,1$   $1,0-0,07$   $< 0,07$

Заррачалар миқдори, %..... $1,0$   $5,2$   $28,6$   $35,0$   $30,2$

Тўкилувчан зичлиги  $0,9-1,0 \text{ т/м}^3$  бўлган сода оғир сода деб номланади. Уни олиш учун зичлиги  $1,15 \text{ т/м}^3$  бўлган  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  моногидрат қиздирилишида унинг кристаллик структураси сақланиб қолади ва зичли оғир сода ҳосил бўлади.

12-жадвалда моногидратнинг ва олинган оғир соданинг гранулометриқ таркиби ўрта қийматлари келтирилган.

*12-жадвал*

### Моногидрат ва оғир соданинг гранулометриқ таркиби

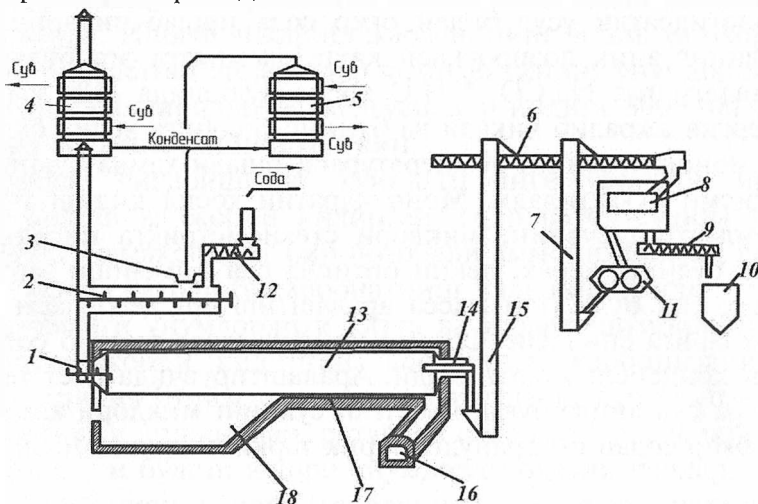
Заррачалар ўлчами, мм	Заррачаларнинг миқдори, %	
	моногидратда	оғир содада
1,2 – 0,60	1,5–18,0	23,5
0,6 – 0,40	1,5–19,0	11,5
0,4 – 0,20	46,0–42,0	44,0
0,2 – 0,10	45,0–15,0	22,5
0,1 – 0,07	5,0–4,5	4,54,0
< 0,07	1,0–1,5	

Жадвалдан кўриниб турибдики, ўлчами  $0,2-0,4$  мм бўлган заррачаларнинг миқдори ошиб кетади.

32-расмда моногидратли усул билан оғир сода ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси келтирилган. Дозировка шнеки (12) кальцинатордан енгил иссиқ содани аралаштирувчига (2) беради ва бу ерга тақсимловчи тарнов (3) орқали совитгичдан (5) конденсат ҳам келади. Аралаштирувчида

сода намланади ва моногидратга ўтади. Ундан кейин юклаш шнеки (1) билан моногидрат қиздирилиши учун офир сода-нинг печига (13) берилади. Тайёр маҳсулот чиқариш шнекига (14) келади ва элеватор (15) ёрдамида оралиқ шнекка (6) берилади ва тешиклар диаметри 1,2–1,3 мм бўлган барабанли элакка келиб тушади. Элакдан ўтган тайёр маҳсулот шнек (9) билан бункерга (10) узатилади. Элакдан ўтмаган йирик заррачалар валкали тегирмонда (11) қўшимча майдаланади ва элеватор (7) билан сортлашга қайтарилади.

Моногидрат сувсизланишида сода печида ажралиб чиқаётган сув буғлари конденсаторга (4) келади. Бу ерда ҳосил бўлаётган конденсат совитгичда (5) 45°С гача совитилади ва содани намлаш учун аралаштирувчига (2) берилади. Печда (18) ҳосил бўлаётган ёқилғи газлар печнинг барабанини қиздириб, газоходдан ўтади ва боров (16) орқали атмосферага чиқарилиб юборилади.



**32-расм.** Офир сода ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси:  
 1 – юкловчи шнек; 2 – аралаштирувчи; 3 – тақсимловчи лоток;  
 4 – конденсатор; 5 – совитгич; 6, 9 – шнеклар; 7, 15 – элеваторлар;  
 8 – барабанли элак; 10 – бункер; 11 – валкли тегирмон; 13 – сода  
 ўчоғи; 14 – чиқарувчи шнек; 16 – боров; 17 – газ ўтказувчи; 18 – ўчоқ.

Оғир сода ишлаб чиқаришнинг барча поғоналари кальци-  
 нацияланган сода ишлаб чиқаришдаги намунавий аппарат-  
 ларда ўтказилади. Аралаштирувчи сифатида горизонтал кўп  
 парракли аралаштиргич қўлланилади.

Куйида оғир сода олишнинг технологик режимининг асо-  
 сий кўрсаткичлари келтирилган:

Енгил соданинг температураси, °С паст эмас.....	100
Намланишдан кейин моногидратнинг умумий ишқорли- ги, % кам эмас.....	78
Аралаштирувчида аралашининг давомийлиги, мин.....	20—30
Температура, °С моногидратнинг аралаштирувчиси- да.....	90—105
Оғир соданинг .....	160

Моногидратли усул билан оғир сода ишлаб чиқариши-  
 да сувнинг аниқ дозировкаси катта аҳамиятга эга бўлади.  
 Кристаллгидрат  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  ҳосил бўлишида 1180 кДж/  
 кг энергия ажралиб чиқади ва бунинг ҳисобига ҳосил бўла-  
 ётган моногидратнинг температураси ошади ҳамда сувнинг  
 бир қисми буғлатилади. Моногидратни ҳосил қилиш учун  
 киритилаётган сувнинг миқдори стехиометрияга нисбатан  
 кўпроқ бўлиши керак, лекин ортиқча сув берилиши зарур,  
 чунки ҳосил бўлаётган масса аралаштиргичи деворлари ва  
 парракларига ёпишади. Содани намлаш учун дастлаб сови-  
 тилган конденсат қўлланилади. Аралаштирувчида паст тем-  
 пература бўлганида буғлатилаётган сувнинг миқдори кама-  
 ди ва оғир соданинг гранулометриқ таркиби яхшиланади.

## 10-боб. КАЛЬЦИНАЦИЯЛАНГАН СОДА ИШЛАБ ЧИҚАРИШНИНГ РИВОЖЛАНИШ ЙЎНАЛИШЛАРИ

### 10.1. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш технология ва техникасини жадаллаштириш

Ишлаб чиқаришнинг техника ва технологиясини жадаллаштириш ва илмий тадқиқотлар базасида сода ишлаб чиқаришнинг янги усуллари яратиш илмий техник тараққиётнинг элементларидан бири бўлиб ҳисобланади. 100 йилдан ортиқ сода ишлаб чиқариш тарихида технологияда кам ўзгаришлар бўлди. Технологик схемага олдин бўлмаган намакобнинг дастлаб тозаланиши, аммонийлашган намакобнинг дастлабки чуқур карбонизацияси ва ожиз суюқликларнинг алоҳида дистилляцияси.

Сода ишлаб чиқаришнинг техникасида катта ўзгаришлар рўй берди. Ишлаб чиқариш жараёнининг бошидан охиргача бирга ишлаётган аппаратлар комплектининг унумдорлиги 6 баробарга оширилди ва келгусида у йилига 300–400 минг тонна содагача ошиши мумкин.

Ишлаб чиқаришнинг қуйидаги янги усуллари ишлаб чиқарилган ва жорий қилинган: гидровруб усулида тузни эритиш, намакобнинг бир поғонали аммонизацияси, ретурли содасиз натрий бикарбонатнинг кальцинацияси.

Қуйидаги унумдорлиги катта ва жадаллаштирилган техникалар жорий қилинган: абсорбция, карбонизация ва дистилляция бўлимларининг аппаратлари, кўп колпачокли барботажли аппаратлар, ретурсиз сода печлари, шахта диаметри 6,2 м бўлган юқори унумдорли оҳакли печлар, газни карбонизацион колоннага бериш учун юқори унумдорли турбокомпрессорлар ва турбовинтли компрессорлар. Кальцинация бўлимида юқори унумдорли ва эксплуатацияда қулай кальцинаторлар ишламоқда, иссиқлик узатиш юқори коэффициент билан, пластинкали совиттичлар билан абсорбция бўлими жиҳозланмоқда.

Бундан ташқари жараёнларнинг чуқур автоматлаштирилишини ва механизациялашини белгилаш мумкин: ишлаб чиқаришга автоматик назорат ва регулировка киритиш меҳнат унумдорлигини оширди ҳамда маҳсулотнинг сифатини ва техник-иқтисодий кўрсаткичларини яхшилади.

Хозирги вақтда абсорбция ва дистилляция жараёнларининг юқори самарали аппаратураси ишлаб чиқилмоқда: аппаратларнинг эркин кесимида буғ ва газ оқимлар тезлиги 4 м/сек ва ундан юқори бўлган ўпириш тарелкали колонналар, қувурли иссиқ алмашилиш аппаратларнинг ўрнига иссиқлик узатиш юзасини махсус профили билан пластинкали иссиқлик алмашилиш аппаратлар қўлланилиши бошланган, чўкмани 8–9% намликкача қўшимча қуритиш учун центрифугалар билан бирга юқори унумдорликли вакуум-фильтрлар қўлланилмоқда, унумдорлиги 300–350 т/сутка сода бўлган карбонизацион колонналар, 450 т/сутка оҳак печлар ва унумдорлиги 600 т/сутка сода кальцинаторлар лойиҳаланган.

Жиҳозларни химоя қилиш учун антикоррозион материаллар қўлланилмоқда: карбонизацион колонналарнинг совитгичларнинг қувурлари учун махсус легирилган пўлатлар қўлланилмоқда, дистилляциянинг конденсаторларида ва пластинкали иссиқлик алмашилиш аппаратларида иссиқлик алмашилиш юза учун ВТ–1–1 маркали титан, дистилляция газининг совитгичида АД–1 маркали алюминийлар қўлланилмоқда. Аппаратларни химоя қилиш учун полимер материаллари ҳам кенг қўлланилмоқда.

Оптимал режимга чиқиш учун компьютер дастурлари қўлланилиши билан ишлаб чиқаришнинг комплексли автоматлаштирилиши жорий қилинган.

Сода ишлаб чиқаришнинг аппаратурасини жадаллаштириш ва интенсификациялашдан ташқари  $\text{CaCl}_2$  ва  $\text{NaCl}$ , карбонатли хом ашёни кондан ишлаб чиқишда ҳосил бўладиган чиқиндиларини камайтириш ёки йўқотиш тадбирлари жорий этилган. Маълумки, 1 т сода ишлаб чиқаришида дистиллерли суюқлик билан 1 т  $\text{CaCl}_2$  ва 0,5 т  $\text{NaCl}$  чиқинди чиқариб ташланади. Ушбу чиқиндилар атроф-муҳитга зарар келтира-

ди. Бундан ташқари сода корхоналарида карбонатли хом ашёнинг майда фракцияли юз минглар тонна миқдорида чиқинди сифатида ишлатилмасдан ётади.

Бир қатор сода корхоналарнинг тажрибаси шуни кўрсатдики, карбонатли хом ашёнинг майда фракцияларини цемент ва бошқа қурилиш материаллари ишлаб чиқишида қўллаш мумкин. Бундан ташқари майдаланган карбонатли хом ашёнинг порошогини эркин кислотани нейтраллаш учун доналаштиришдан олдин суперфосфатга қўшиш мумкин. Карбонатли порошокнинг катта миқдорини қишлоқ хўжалигида нордон ерларни оҳаклаш учун қўлланилиши мумкин.

Ҳозирги вақтда хлоридли чиқиндилар ишлатилиши бўйича тўртта йўналиш мавжуд:

– ишлатиб бўлинган нефть қазилмаларга хлоридли чиқиндиларни қуйиш (корхона ва нефть кони бир-бирига яқин бўлса) ёки уларни сув горизонтидан паст бўлган табиий ер чуқурликларида сақлаш, контурдан ташқари сувлаш учун амал қилаётган нефть конларида қўллаш;

– катта ҳажмдаги табиий ер устидаги йиғувчиларда хлоридли чиқиндиларни сақлаш;

– таркибида қўлланилмаётган  $\text{Cl}^-$  иони мавжуд товарли маҳсулотлар ва сода олиш;

– кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришда таркибида  $\text{Cl}^-$  ион бўлмаган хом ашёларнинг бошқа турларини қўллаш.

## **10.2. Кальцинацияланган сода ва аммоний хлорид ишлаб чиқарилиши**

Юқорида кўрсатилган йўналишлардан бирида содадан ташқари товарли маҳсулот сифатида кальций хлорид ва азотли ўғит бўлиб қўлланиладиган аммоний хлорид ишлаб чиқарилади. Кальций хлорид олиш учун дистиллерли суюқликнинг қўлланилиши хлоридлар ишлатиш муаммосини ечмайди, чунки  $\text{CaCl}_2$  нинг истеъмол қилиш масштаби катта эмас. Маълумки,  $\text{CaCl}_2$  нинг энг йирик истеъмолчиси бўлиб йўл ва коммунал

хўжаликлари ҳисобланади (умумий талабдан 50%). Кальций хлорид йўл музлашига қарши, қишки сезонда қор йиғиш, ёзги сезонда йўллар чангланмаслик учун қўлланилади.

Автотранспортнинг металл қисмлари минимал коррозияга учрашиши учун кальций хлориднинг таркибига ингибиторлар қўшилади.

Юқоридагилардан ташқари қуйидаги соҳалар кальций хлориднинг истеъмолчилари бўлиши мумкин:

- қурилиш материаллари саноатида қишки шароитларда бетонлаш ишларида  $\text{CaCl}_2$  бетонга қўшилади;
- кўмир саноатида кўмирни бойитиш учун;
- қишлоқ хўжалигида шўр тупроқларни мелиорация қилиш учун;
- бошқа майда истеъмолчилар.

Дистиллерли суюқликнинг ўртача таркиби:

н.б. н.б.

$\text{CaCl}_2$ .....	46	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ .....	3
$\text{NaCl}$ .....	16	$\text{CaCO}_3$ .....	1,5
$\text{CaSO}_4$ .....	0,3	$\text{CaSO}_4$ .....	1

Дистиллерли суюқлик тиндирилганидан кейин ундан  $\text{NaCl}$  буғлатиш йўли билан ажратилади ва кальций хлорид ишлаб чиқарилади. Ушбу тузларнинг эрувчанлик диаграммаси шунни кўрсатадики,  $\text{CaCl}_2$  нинг концентрацияси 38–40%га етгунча эритмани бир қарра буғлатиш йўли билан  $\text{NaCl}$  нинг кўп қисмини ажратиш олиш мумкин. Бундан ташқари дистиллерли суюқлик вакуумда  $\text{CaCl}_2$  38% концентрациягача буғлатилса, эритманинг якуний қайнаш температураси  $75^\circ\text{C}$  бўлганида бошланғич эритмадаги барча натрий хлорид микдоридан 85,5% ажралиб чиқади.  $100^\circ\text{C}$  да чўкмага 81%  $\text{NaCl}$  тушади. Агар  $100^\circ\text{C}$  да буғлатилган эритма  $50^\circ\text{C}$  гача совирилса, чўкмага 91%  $\text{NaCl}$  ажралиб чиқади.

Фильтрли суюқликдан  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ни қаттиқ фазага ажратишни буғлатиш усулида ёки  $\text{NaCl}$  ёрдамида туз ажратиш усули билан амалга ошириш мумкин.

Буғлатиш усули содда бўлади, чунки сода ишлаб чиқариш технологик схемаси деярли ўзгармайди. Схемادا филтрли суюқликдан фақат аммиакнинг регенерациясига тегишли поғоналар бўлмайди.

Ушбу усулнинг камчилиги шундан иборатки, буғлатиш жараённинг аппаратура ва коммуникацияларини коррозиядан химоя қилиш учун кимматбаҳо коррозияга чидамли титан материали қўлланилади.

Буғлатиш усулида намли (центрифугадан кейин) ва пресслашдан кейин олинган куруқ доналаштирилган аммоний хлориднинг таркиби, (%):

13-жадвал

	Нам	Куруқ
$\text{NH}_4\text{Cl}$	91,8	96,63
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	2,6	2,74
$\text{NaCl}$	0,6	0,63
$\text{H}_2\text{O}$	5,0	—

Пресслашдан кейин  $\text{NH}_4\text{Cl}$  пластинкалари майдаланиши ва сортланишида тайёр маҳсулот сифатида ўлчами 1–3 мм бўлган заррачалар олинади.

Буғлатиш усулида филтрли суюқликдан қаттиқ  $\text{NH}_4\text{Cl}$  га нисбатан самараси юқори бўлган суюқ ўғитлар олиш мумкин. Бунинг учун қисман буғлатилиш ва  $\text{NaCl}$  чиқарилганидан кейин эритма аммонизация қилинади. Бу ҳолда буғлатишни эвтоник нукталарда узоқроқ олиб бориш мумкин, чунки суспензиянинг аммонизациясида буғлатишдан кейин чўкмага тушган

$\text{NH}_4\text{Cl}$  яхши эрувчанли  $\text{NH}_4\text{Cl} \cdot 4 \text{NH}_3$  комплекси ҳосил бўлиши билан янада эрийди. Бошқа томонидан, буғлатилган эритманинг аммонизацияси қаттиқ фазага  $\text{NaCl}$  нинг тўлиқ ажралиб чиқишига ёрдам беради.



Олинган суюқ азотли ўғит ва қаттиқ аммоний хлоридда азотнинг миқдори бир хил бўлади,  $Cl_2 : N_2$  нисбати суюқ ўғитида пастроқ бўлади. Бу эса суюқ ўғитнинг агрономик хусусиятларини яхшилайти.

### 10.3. Кальцинацияланган сода ва кальций хлорид ишлаб чиқарилиши

Фильтрли суюқликдан аммоний хлорид олиш хлоридли чиқиндиларни утилизация қилишга имконият яратади. Бу ҳолатда аммиак ва углерод диоксида билан сода корхонасини таъминлаш учун у синтетик аммиак ишлаб чиқариши билан кооперация қилиши керак. Бундай сода ишлаб чиқарилишида корхонанинг технологик схемаси соддалашади, чунки оҳакли хўжалик кераклиги бўлмайди. Технологик схемада қуйидаги жараёнларнинг кераги бўлмай қолади: кондан карбонатли хом ашё ишлаб чиқариш, уни корхонага олиб келиш, оҳакли печларнинг бўлимлари, оҳак сўндириш бўлими, аралаштирувчи, дистиллер, «оқ денгиз» ва унга дистиллерли суюқликни берадиган барча жиҳозлар. Технологик схемага фақат қаттиқ шаклда аммоний хлорид ажратиб олиш поғонаси киради.

Фильтрли суюқликнинг катта миқдорини қайта ишлаш учун аммоний хлориднинг йирик истеъмолчиси бўлиши керак. Унинг ролини фақат қишлоқ хўжалигида бажариш мумкин, чунки бу ерда  $NH_4Cl$  азотли ўғит сифатида қўлланилади. Лекин қишлоқ хўжалигида аммоний хлоридни истеъмол қилиш чегараланган, чунки унинг таркибида кам азот (24–25%) ва  $Cl^-$  ионлари мавжуд. Аммоний хлорид шаклида ерга 1 кг азот берилиш натижасида 2,5 кг хлор — ион ҳам берилган бўлади.

Агрокимё нуқтаи назаридан қора ва ўрмонли тупроқларда  $NH_4Cl$  самарали қўлланилиши мумкин, чунки улар нейтрал реакцияга эга ва ишқорлар билан тўйиниш даражаси юқори бўлади. Хлор ионлари салбий таъсир кўрсатади. Маълумки, катион  $NH_4^+$  шаклидаги азот тупроқнинг минерал колло-

ид қисми билан фаол ўзлаштирилади ва сув билан ишқор-сизланмайди. Бошқа томонидан  $\text{Cl}^-$  ионнинг эрувчанлиги юқори ва шунинг учун тупроқнинг юқори горизонтларидан атмосфера ёғинлари билан тез ювилиб, чиқиб кетади. Шунинг учун аммоний хлоридни кузги шудгорлик даврида ва суғориш ершунослик шароитларида ҳосилдорликка ва айрим ўсимликларнинг сифатига  $\text{Cl}^-$  ионлар минимал салбий таъсир кўрсатади.

Шундай қилиб аммоний хлорид қўлланишига оқилона ёндошиш бўлиши учун тупроқларнинг агрохимёвий хоссаларини, унинг тупроққа бериш муддатларини ва тегишли ўсимликларни тўғри танлашни ҳисобга олиш керак ва бунинг натижасида кенг масштабларда аммоний хлоридни азотли ўғит сифатида қўлланилишига имконият яратилади. Бундан ташқари, қишлоқ хўжалик моллари ва қушлари учун азотли қўшимча сифатида аммоний хлоридни озуқалар таркибига киритиш мумкин.

Олинган суяқ ўғитдаги эркин аммиакнинг миқдори эритма устидаги аммиакнинг парциал босими билан чегараланади ва, ўз навбатида, у транспортировка шароитлари билан чегараланади.

Аммоний хлориднинг миқдори эса унинг эритмадан кристалланишининг бошланғич температураси билан чегараланган.

Фильтрдан суяқликни буғлатмасдан қаттиқ аммоний хлорид олишнинг усули бу туз чўктирилиш усулидир. Ушбу усулда намакобнинг ўрнига қаттиқ  $\text{NaCl}$  тузи қўлланилади. Шунинг учун ҳам бу усулнинг кенг қўлланиши чегараланган бўлади, чунки уни фақат қаттиқ  $\text{NaCl}$  чиқиндилар асосида ишлаётган сода корхоналарида қўллаш мумкин, масалан, сильвинитдан  $\text{KCl}$  ишлаб чиқарилишида. Ушбу усулни амалга оширишда фильтрли суяқликни буғлатиш учун аппаратура тайёрланишида қимматбаҳо конструкцион материаллар қўлланилмайди. Қаттиқ  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ни ажратиш учун фильтрли суяқлик тўлиқ ёки қисман ҳам ишлатилганда сода ва аммоний хлорид олиш тўла ёпиқ технологик циклида аммо-

ний хлоридни туз чўктирилиш усули билан ишлаб чиқариш мумкин. Ёпиқ циклнинг технологик схемаси 32-расмда келтирилган. Аммоний хлориднинг эрувчанлиги камайтириш учун аммонизация (100 н.б. гача) орқали фильтрли суюқликка  $\text{NH}_4^+$  ионлари киритилади. Аммиакни боғлаш учун эритма карбонлашади. Юқорида кўрсатилганидек,  $\text{CO}_2$  билан боғланмаган эркин аммиак  $\text{NH}_4\text{Cl}$  нинг эрувчанлигини оширади.

Шунинг учун аммонийлашган эритмани карбонлаш даражаси катта аҳамиятга эга ( $R = 80-85\%$ ).

Қаттиқ  $\text{NaCl}$  эритиш йўли билан суюқликка бир вақтда ёки кетма-кет эритмани  $-5$  ва  $-10^\circ\text{C}$  гача совитиш учун  $\text{Cl}^-$  ионлари киритилади.

Карбонлашдан олдин аммонийлашган фильтрли суюқлик ДКК ни ювиш учун қўлланилади. Натрий хлориднинг эриши ва совитилишида колоннада ҳосил бўлган аммоний хлорид кристалланади. Натижада аммоний хлорид чўкишидан кейин таркибида 94 н.б.  $\text{NaCl}$  мавжуд аммонийлашган намакоб ҳосил бўлади, яъни кейинчалик у карбонлаш ва чўктирувчи колоннада натрий бикарбонатни чўктиришга ярайдиган намакоб бикарбонатли эритма циклни ёпади ва аммонийлашдан кейин ва операция қайтарилади. Аммоний хлорид ва сода ишлаб чиқаришнинг бундай усулида чўктирилган  $\text{NH}_4\text{Cl}$  тўлиқ ювилмагани учун  $\text{NaCl}$  нинг кичик йўқолишлари кузатилиши мумкин. Натрий хлорид билан келаётган қўшимчалар товарли аммоний хлоридда қолади, лекин бу уни ўғит сифатида қўллашга ҳалақит бермайди.

Қурилмада (схемада кўрсатилмаган) тайёрланган махсус совитиш эритмаси билан фильтрли суюқлик совитилади. Аммоний хлорид ажратилганидан кейин совиқ фильтрли суюқликни туз чўктиришга келаётган эритмани дастлаб совитиш учун қўллаш мумкин. Туз чўктириш жараёни иккита поғонада амалга оширилади. Аммонизация ва дастлаб карбонлашдан кейин фильтрли суюқлик олдин кристалланишнинг биринчи поғонасига келади ва бу ерда оргикча  $\text{NaCl}$  эриши ва совитилиши натижасида аммоний хлорид чўкмага тушади.

Кристалланишнинг иккинчи поғонасига талаб қилинаётган қаттиқ NaCl нинг барча миқдори ва кристалланишнинг биринчи поғонасидан кейинги эритма берилади. Ушбу эритманинг таркибида қолдиқ NH<sub>4</sub>Cl ва ортиқча NaCl лар бўлади. Биринчи поғонадан кейин тайёр маҳсулот (NH<sub>4</sub>Cl) филтрланади, иккинчи поғонадан кейин NH<sub>4</sub>Cl ва NaCl нинг қаттиқ аралашмалари филтрланади ва улар кристалланишнинг биринчи поғонасига узатилади. Филтратда аммонийлашган намакоб қолади ва кейин у чўктирувчи колоннага берилади.

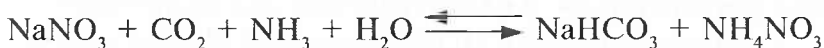
Ушбу схема бўйича кристалланишнинг биринчи поғонаси NH<sub>4</sub>Cl ортиқчилигида, иккинчи поғона NaCl камлигида амалга оширилади. Бу NH<sub>4</sub>Cl нинг чўкмага тушишининг юқори даражасини ва чўктирувчи колоннада карбонлаш учун NaCl эритмасининг яхши сифатини таъминлайди.

Тажриба шуни кўрсатадики, - 7°C температурада туз чўктирилишидан кейин таркибида 2 н.б. NH<sub>4</sub>Cl ва 93 н.б. NaCl лар мавжуд эритма қолади.

Натижада ушбу эритма NaCl ва NH<sub>4</sub>Cl тузлари билан тўйинган бўлади, яъни беш компонентли NaCl – NH<sub>4</sub>Cl – NH<sub>3</sub> – CO<sub>2</sub> – H<sub>2</sub>O системада иккита қаттиқ фазалар мавжудлигида учта эркин даражаси бўлади. Демак, туз чўктирилиш жараёнида ҳосил бўладиган мувозанатли эритманинг таркибини учта ўзгарувчан қиймат мавжудлигида ҳисоблаш мумкин (CO<sub>2</sub> ва эркин аммиакларнинг температураси ва концентрацияси).

Сода ва аммоний хлорид ишлаб чиқаришнинг циклик усулида NH<sub>4</sub>Cl чўктириш учун бегона анионлар билан бошқа яхши эрувчан натрий ёки аммоний тузларини қўллаш мумкин, масалан, NaNO<sub>3</sub> ёрдамида.

Ушбу туз эритмасининг аммонизация ва карбонланиши П.П. Федотьевнинг маълумотлари бўйича NaHCO<sub>3</sub> чўқишига олиб келади:



Ушбу системада  $\text{NaCl}$  ва  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ларга нисбатан  $\text{NaNO}_3$  ва  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  ларнинг эрувчанлиги юқори ва шунинг учун  $\text{Na}^+$  ионларидан фойдаланиш коэффициентлари ҳам  $\text{NaCl}$  асосида сода олишга нисбатан юқори бўлади. Шу муносабат билан фильтрли суюқликда  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  ва  $\text{NH}_4^+$  ионларнинг юқори концентрациялари ҳосил бўлади. Шунда  $\text{NH}_4\text{Cl}$  чўктириш жараёнини куйидаги реакцияга мувофиқ олиб бориш мумкин:



Оралик  $\text{NaNO}_3$  тузи йўқлигига нисбатан юқори температураларида (+5 дан  $0^\circ\text{C}$  гача) аммоний хлориднинг тўлик чўктирилишига эришиш мумкин.

Аммоний хлорид чўктирилганидан кейин ушбу тузнинг эритмаси янада аммонийлаш ва карбонлаш жараёнларига қайтарилди.

## 11.1. Кириш

Кимёвий каустик сода (NaOH) ишлаб чиқаришнинг ривожланиши кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришнинг ривожланиши билан чамбарчас боғлиқдир, чунки NaOH ишлаб чиқаришнинг кимёвий усулларида ҳам ашё сифатида сода қўлланилади. XIX асрнинг бошида каустик сода кальцинацияланган сода эритмасини оҳак билан каустификация қилиб олинган. 1882 йилда кальцинацияланган сода қўлланилиши асосида NaOH олишнинг ферритли усули ишлаб чиқилган ва жорий этилган. Шунинг билан бир вақтда XIX асрнинг охирида NaCl нинг сувли эритмаларидан NaOH олишнинг электркимёвий усуллари ривожлана бошлаган. Электркимёвий усулда NaOH билан бир вақтда саноатнинг бир қаторида қўлланиладиган хлор олинади. Айниқса хлор оғир органик синтез соҳасида кенг қўлланилади. Шунинг учун бизнинг давлатимизда ва чет элларда каустик сода олишнинг электркимёвий усуллари ҳам ривожланиб бормоқда.

Тоза натрий гидроксид бу оқ тиниқ бўлмаган масса, хаводан намлик ютгандан кейин ёйилиб кетади. NaOH нинг молекуляр оғирлиги 40,00 зичлиги  $2130 \text{ кг/м}^3$ ; оддий моддалардан ҳосил бўлиш иссиқлиги 427,2 қДж. Тоза NaOH нинг суюқланиш температураси  $328^\circ\text{C}$ ; қўшимчалар бу температурани пасайтиради, масалан, қаттиқ NaOH таркибида 6,48%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  бўлганида NaOH нинг суюқланиш температураси  $284^\circ\text{C}$  гача пасаяди. Суюқланган NaOH нинг қайнаш температураси  $1388^\circ\text{C}$ .

Натрий гидроксид сув билан бир қатор кристаллгидратларини ҳосил қилади. Натрий гидроксиднинг 19,1 % ли сувли эритмаларидан –  $28^\circ\text{C}$  да етти сувли гидрат  $\text{NaOH} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ,  $-20^\circ\text{C}$  да 2,5 % ли эритмадан беш сувли гидрат  $\text{NaOH} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  кристалланади ва ҳ.к. Температура  $80^\circ\text{C}$  ва эритманинг концентрацияси 75 % бўлганида NaOH чўкмага тушади.

Натрий гидроксид иқтисодиётнинг кўп соҳаларида қўлланилади: кимё, нефткимё, целлюлоза — қоғоз саноатлари, металлургия ва ҳ.к.

Натрий гидроксид қаттиқ ва суюқ ҳолларда ишлаб чиқарилади. Қаттиқ натрий гидроксиднинг таркибида 96–97%, суюқланганда 43–45 % NaOH мавжуд бўлади.

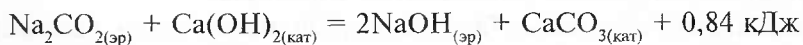
Қаттиқ суюқланган натрий гидроксид ҳажми 50–170 л бўлган пўлатли барабанларда, тангачалангани эса олиб қўйиладиган тубли ва ҳажми 25–100 л бўлган пўлатли барабанда транспортировка қилинади.

Суюқ натрий гидроксид темир йўл цистерналарида транспортировка қилинади.

## 11.2. Жараённинг физик-кимёвий асослари.

### 11.2.1. Каустификация

Натрий гидроксид олишнинг оҳакли усулида оҳак ёки оҳакли сут билан натрий карбонат каустификация қилинади:



Каустификацияга оҳакли сутнинг ўрнига оҳакни бериш туфайли СаО сўндирилиши иссиқлигидан фойдаланиш мумкин. Бундан ташқари оҳакли сут билан келаётган сувни жараёндан чиқариш ҳисобига натрий гидроксиднинг кўпроқ концентрланган эритмаси ҳосил бўлади.

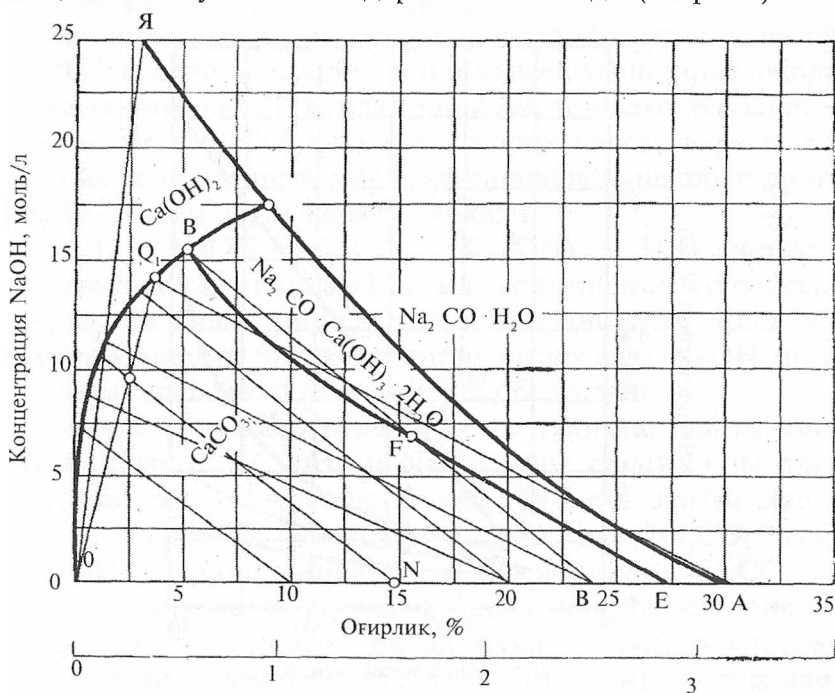
Жараён бошланишида реакциянинг йўналиши ўнгга силжиган, чунки Са(ОН)<sub>2</sub> га нисбатан СаСО<sub>3</sub> нинг эрувчанлиги кам бўлади. Масалан, 100°С да Са(ОН)<sub>2</sub> нинг сувдаги эрувчанлиги 0,7 ни ташкил қилади, СаСО<sub>3</sub> нинг эса эрувчанлиги 0,002 г/110 г эритмада.

Каустификация жараёнининг бошланишида эритма таркибида СО<sup>2-</sup><sub>3</sub> ионларнинг катта миқдори мавжуд. Улар ўзи кам бўлган СаСО<sub>3</sub> нинг эрувчанлигини камайтиради. Каустификация реакцияси давом этиши билан эритмада ОН<sup>-</sup>

ионлари йиғилади ва  $\text{CO}_3^{2-}$  ионларнинг миқдори камаяди. Шунинг учун  $\text{CaCO}_3$  нинг эрувчанлиги ошади ва  $\text{Ca(OH)}_2$  нинг эрувчанлиги камаяди. Бир хил эрувчанликка эришилгандан кейин мувозанат пайдо бўлади. Юқоридаги реакциянинг мувозанат константаси қуйидагича аниқланади:

$$K = \frac{[\text{NaOH}]^2}{[\text{Na}_2\text{CO}_2]} = \frac{[\text{OH}^-]^2}{[\text{CO}_3^{2-}]}$$

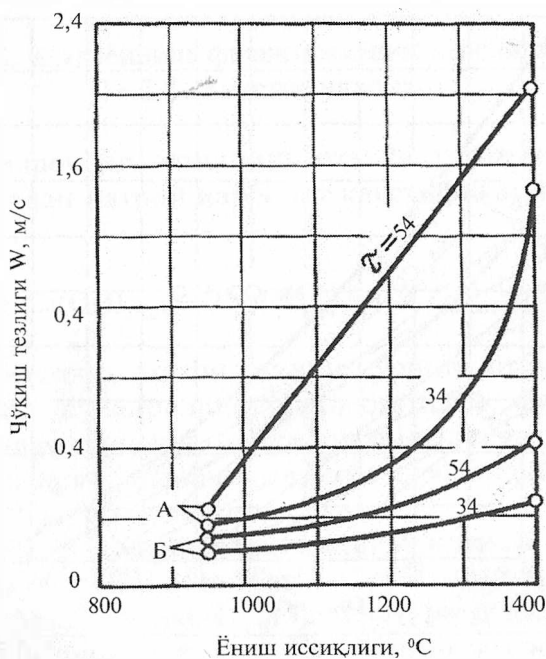
Келтирилган тенгламадан кўриниб турибдики, бошланғич эритмада соданинг концентрацияси ошиши билан каустификациянинг мувозанатли даражаси камаяди (33-расм).



33-расм.  $\text{Na}_2\text{CO}_3 - \text{NaOH} - \text{CaCO}_3 - \text{Ca(OH)}_2 - \text{H}_2\text{O}$  система-сининг  $100^\circ\text{C}$  да мувозанат ҳолатининг диаграммаси.



Эритмада соданинг концентрацияси 23,2 масс % дан юқори бўлса, тубли фазада персонит ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{CaCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) пайдо бўлади ва у сода йўқолишининг кўпайишига олиб келади. Аксинча, бошланғич эритмада концентрация камайиши билан каустификация даражаси ошади. Лекин, шунинг билан биргаликда каустификация қилинган сода эритмасида сувнинг солиштирма миқдори ҳам ошади (1 кг қаттиқ  $\text{NaOH}$  га, 34-расм). Сув солиштирма миқдорининг ошиши ожиз ишқорли сувларнинг буғлатилишига қиздирувчи буғнинг солиштирма сарфини оширишга олиб келади, яъни маҳсулотнинг (каустик сода) нархини оширади.



**34-расм.** Турли таркибдаги (А ва Б) оҳак тошларнинг куйдириш зонасида бўлиш ва температурасининг ишқор кучсиз эритмасида қаттиқ заррачаларнинг чўкиш тезлигига таъсири.

Юқоридаги реакциянинг кичик иссиқлик эффекти шуни кўрсатадики, каустификациянинг мувозанатли даражасига температура кам таъсир қилади. Қуйида сода эритмасининг доимий концентрацияси ва турли температураларда олинган каустификациянинг мувозанатли даражаларининг экспериментал қийматлари келтирилган:

Температура, °С .....	80	90	100
Каустификация даражаси, % .....	97,1	96,8	96,9

Мувозанатга эришиш даражаси температурага боғлиқ бўлади. Масалан, бошқа бир хил шароитларда 80°С да каустификациянинг мувозанатли даражасига 12 соат, 100°С да 10° соат давомида. Шунинг учун температура NaOH нинг мувозанатли чиқишига таъсир қилмаса ҳам, каустификация жараёни 98–100°С да олиб борилади, чунки жараён ўтишининг юқори тезлиги таъминланади. Бундан ташқари, температура оширилиши ҳисобига CaCO<sub>3</sub> чўкманинг йирик кристаллари ҳосил бўлади ва кейинчалик унинг декантациясида ишқорли эритмаларидан шлам яхши ажралиб чиқади.

Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> – NaOH – CaCO<sub>3</sub> – Ca(OH)<sub>2</sub> – H<sub>2</sub>O система-нинг мувозанатли ҳолати 33-расмда келтирилган. Абсциссалар ўқида соданинг концентрацияси, ординатлар ўқида эса ишлаб чиқаришни қизиқтирадиган интервалда NaOH нинг концентрацияси (моль/л ва оғир, %) белгиланган.

33-расмда E нуктаси персонитнинг тўйинган эритмасига мувофиқ бўлади. AC чизиғи NaOH нинг турли концентрацияларида сода ва персонит билан тўйинган эритмаларига мувофиқ бўлади. CZ чизиғи қаттиқ фазаларда Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> \* H<sub>2</sub>O ва Ca(OH)<sub>2</sub> ларнинг миқдорини тавсифлайди. Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> ва NaOH ларнинг ҳамда қаттиқ фазадаги иккита компонентнинг ўзгарувчан миқдори билан икки вариантли система нукталарининг геометрик жойини OB чизиғи кўрсатади. Ушбу чизиқ Ca(OH)<sub>2</sub> турли концентрацияли Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> билан реакцияга киришиши натижасида ҳосил бўладиган мувозанатли эритмаларга мувофиқ бўлади. BC чизиғи тубли фаза таркибида Ca(OH)<sub>2</sub> ва Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> – CaCO<sub>3</sub> · 2 H<sub>2</sub>O лар мавжуд икки вариантли системага мувофиқ бўлади.

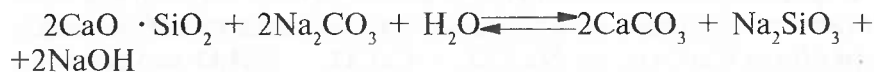
Шундай қилиб, В нуктага келадиган учта чизик кристалла-ниш майдонининг учта бластини кўрсатади: ОВЕ —  $\text{CaCO}_3$  нинг ОВС дан юқори —  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  нинг ва АСВЕ — персонит-нинг кристалланиш бласти. Саноат нуктаи назардан ОВЕ об-ласти кизикарли, чунки қаттиқ фазада персонит мавжудлигида сода ва  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  бўлиши оҳак йўқолишларига олиб келади.

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  юқори миқдори (масалан, 24 % Д нукта) билан сода эритмасини оҳак билан каустификациялашда олдин F нуктага эришгунча қаттиқ фазада фақат  $\text{CaCO}_3$  ҳосил бўлади. F нуктада персонит ҳосил бўлиши бошланади ва унга муво-фиқ эритманинг умумий ишқорлиги камаяди. Ушбу эритма-нинг кейинчалик каустификация жараёни FВ чизиги билан тавсифланади. Бу ҳолда каттиқ фазага  $\text{CaCO}_3$  ва персонитлар ажралиб чиқади. В нуктасида тубли фазада персонит,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ва  $\text{CaCO}_3$ лар мавжуд. Шундай қилиб, соданинг бошланғич концентрацияси (24,2%) каустификация учун тўғри келмайди. Агар бошланғич эритмада соданинг максимал юқори концен-трацияси (23,2%) бўлса, каустификация жараёнида персонит чўкмага тушмайди. Ушбу концентрация каустификациядан кейин олинаётган эритмадаги NaOH нинг концентрацияси нуктаи назаридан оптимал бўлиб ҳисобланади.

Юқорида айтилганлар тоза реагентлар билан каустифи-кация жараёнини ўтказишга боғлиқдир. Амалда «нормал» сода эритмаси ва оҳакда каустификация жараёнига таъ-сир қилувчи қўшимчалар мавжуд. Масалан, «нормал» сода эритмасида 3 дан 10 н.б. гача натрий сульфат мавжудлигида каустификациянинг мувозанатли даражаси 0,004–0,014 га камаяди. Оҳакда  $\text{SiO}_2$  нинг мавжудлиги одатда соданинг ор-тиқча сарфланишига олиб келади:



Агарда  $\text{SiO}_2$  дикальций силикат шаклида мавжуд бўлса, бу ҳолда ҳам сода қўшимча сарфланади:



Оҳақда  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  ва  $\text{Al}_2\text{O}_3$  ларнинг мавжудлиги каустификациянинг мувозанатли даражасига таъсир қилмайди.

Қўшимчаларни ҳисобга олган ҳолда назарияга нисбатан амалдаги каустификациянинг мувозанатли даражаси 0,015—0,03 га камаяди.

### 11.2.2. Шламнинг ажратилиши ва ювилиши

Кейинчалик кучсиз эритмани шламдан пухта ажратиш ва тиндириш керак. Бу қуйидагича тушунтирилиши мумкин. Эритма буғлатилишида  $\text{NaOH}$  ва  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ларнинг нисбатлари ўзгармай туради ва шунинг учун буғлатиш жараёнини О нуқтадан фигуратив нуқтадан кесиб ўтаётган чизик билан тасвирлаш мумкин (33-расм). Масалан, таркиби Q нуқтага мувофиқ тиниқ эритмани буғлатишда унинг концентрацияси  $Q Q_1$  чизиги бўйича унинг таркиби  $Q_1$  нуқтада ОВС чизиги билан кесилишигача ўзгаради. Кейинчалик таркибида  $\text{CaCO}_3$  нинг қаттиқ заррачалар мавжуд эритманинг буғлатилишида эритманинг таркиби ОВС чизик бўйича ўзгаради, чунки буғлатиш билан бир вақтда  $\text{Ca(OH)}_2$  ва  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ларнинг эквивалентли миқдорлари ҳосил бўлиши билан қаттиқ  $\text{CaCO}_3$  ва  $\text{NaOH}$  лар орасида қайтар реакция ўтади.

Шундай қилиб, эритмада соданинг миқдори ошади ва каустификациянинг даражаси камаяди. Бундан келиб чиқадикки, каустификация қилинган эритма буғлатишга берилишидан олдин у пухта тиндирилган бўлиши керак.

Кучсиз эритмадан шлам ажратишнинг тўлиқлиги ва тезлиги куйдириладиётган оҳақ тошнинг сифатига, унинг куйдириш шароитларига, оҳақ ортикчалигига ва бошқа омилларга боғлиқ бўлади.

Оҳақ тошнинг иккита намуналари (А ва Б) учун куйдириш зонасида куйдириладиётган материалнинг турли бўлиш вақтида 37-расмда кучсиз эритмани тиндириш тезлигига куйдириш температурасига боғлиқлиги кўрсатилган. Бундан кўриниб турибдики, берилган шароитлардан (куйдириш температураси, куйдириш зонасида бўлиш вақти)  $\text{SiO}_2$

$Al_2O_3$ ,  $Fe_2O_3$  ларнинг оҳак тошдаги миқдорлари ошиши билан кучсиз эритманинг тиндирилиш тезлиги сезиларли камаяди. Куйдириш температураси ва куйдириш зонасида куйдирилаётган материалнинг бўлиш вақти ошиши билан иккала оҳак тош учун эритманинг тиндирилиш тезлиги ошади.

Оҳакнинг сўндириш шароитлари ҳам сезиларли даражада эритманинг тиндирилиш тезлигига таъсир қилади. Масалан, каустификация учун пушонкадан олинган оҳакли сут қўлланилса, тиндириш тезлиги 1,06–1,48 м/с ни ташкил қилади, агарда оддий усул билан олинган оҳакли сут қўлланилса, тиндирилиш тезлиги 0,16–0,28 м/с гача камаяди.

Тиндириш тезлигига каустификация қилинаётган эритмадаги оҳакнинг ортиқчилиги ҳам таъсир қилади. Масалан, каустификация 7 % оҳак етишмаслиги билан ўтказилган ҳолда тиндириш тезлиги 1,6 м/с ни ташкил қилади, агар оҳакнинг миқдори 1 % ортиқча бўлса,  $Ca(OH)_2$  заррачаларининг секин чўкиши ва  $CaCO_3$  майда заррачалари ҳосил бўлиши ҳисобига бўлаётган шламнинг тиндириш тезлиги 0,9 м/с гача камаяди.

Каттиқ заррачалар чўкишининг ўрта тезлиги Рейнольдс критерий бўйича аниқлаш мумкин ва у ўз навбатида Архимед критерий бўйича ҳисобланади:

$$Ar = \frac{d^3(\rho_2 - \rho_1) \rho_1 g}{\mu^2}$$

бу ерда  $d$  – шлам заррачаларнинг ўрта ўлчами;  
 $\rho_2$  ва  $\rho_1$  – каттиқ ва суюқ фазаларнинг зичликлари;  
 $\mu$  – суюқликнинг қовушқоқлиги;  
 $g$  – оғирлик кучи тезланиши.

Аг  $Ar \leq 36$  бўлганида Рейнольдс критерий  $Re = Ar / 18$  нисбатдан топилиши мумкин, агар  $36 \leq Ar < 8400$  бўлса,  $Re = (Ar / 13,9)^{1,4}$  ва  $Ar > 8400$  бўлса,  $Re = 1,7 \sqrt{Ar}$  бўлган ҳолда.

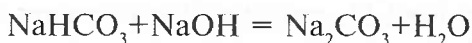
Рейнольдс критерий чўкиш тезлиги билан  $W_0 = \text{Re} \frac{\mu}{dp_1}$  нисбат орқали боғлиқ бўлади. Келтирилган нисбатлардан хулоса қилиш мумкинки, эритманинг қовушқоқлиги қанча кам бўлса, шунча  $\text{Ag}$ ,  $\text{Re}$ , демак қийматлари ҳам кўп бўлади. Ушбу каустификациянинг юқори температурада ўтказилиш сабабларидан бири бўлади.  $\text{CaCO}_3$  бўйича эритманинг ўта тўйиниши пасайгани ҳисобига юқори температурада йирикроқ ва тез чўкадиган  $\text{CaCO}_3$  кристаллари ҳосил бўлади.

$\text{CaCO}_3$  нинг йирик кристаллари тез чўкишдан ташқари  $\text{NaOH}$  ва сода қолдиқларидан яхши ювилади ва ювишга сув кам сарфланади. Бу эса катта аҳамиятга эга, чунки таркибида  $\text{NaOH}$  ва  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  мавжуд бўлган ювиш суви циклдан чиқарилмасдан бошланғич концентрланган сода эритмаси билан аралаштирилади. Шунинг учун ювиш сувнинг сарфи қанча кам бўлса, шунча каустификацияга берилаётган эритма концентрланган бўлади, демак товарли  $\text{NaOH}$  олиш учун ушбу эритманинг концентрланишига иссиқлик сарфи ҳам кам бўлади.

$\text{CaCO}_3$  бўйича каустификация қилинаётган эритманинг ўта тўйинишининг камайиши  $\text{CaCO}_3$  нинг йирик кристаллари ҳосил бўлишига олиб келади ва унинг ҳисобига кучсиз эритманинг тиндирилиши яхшиланади. Каустификация температурасини оширишдан ташқари ўта тўйинишнинг камайтиришига бошланғич эритмага «кучли» ювишлар киритилиши ҳам ёрдам беради. «Кучли» ювишлар таркибида содадан ташқари  $\text{CaCO}_3$  нинг эрувчанлигини оширадиган натрий гидроксид мавжуд. Вакуумли буғлатиш аппаратларида кучсиз эритмаларни концентрлаш жараёнида ажралиб чиққан сода эритилиши натижасида «кучли» ювишлар ҳосил бўлади.

Бошланғич сода эритмаларига «кучсиз» ва «кучли» ювилишлар қўшилиши натижасида «нормал» сода эритмаси ҳосил бўлади. Унинг таркибида  $\text{NaOH}$  20 н.б. ва умумий ишқорлиги 80 н.б. бўлади, яъни каустифика-

ция даражаси 25% бўлади. «Нормал» сода эритмасини каустификация қилиш натижасида «кучсиз» эритма ҳосил бўлади. Каустификация даражаси  $n=84\%$  бўлганида унинг таркибида 130 г/л гача NaOH мавжуд. Сода корхонасининг декарбонизация бўлимидан каустик сода цехига келаётган бошланғич сода эритмасининг умумий ишқорлиги тахминан 110 н.б. бўлади ва декарбонизация даражаси 85% дан кам бўлмайди. Каустик сода ишлаб чиқарилишида сода эритманинг юқори декарбонизация даражасига эришиш керак, чунки сода эритмасида мавжуд бўлган натрий бикарбонат ювиш сувларидаги натрий гидроксид билан реакцияга киришади ва содани ҳосил қилади:



Ушбу реакция натижасида 1 т NaOH олиш учун оҳанинг сарфланиш коэффициенти ошади (сода эритмасидаги  $\text{NaHCO}_3$  миқдорига пропорционал).

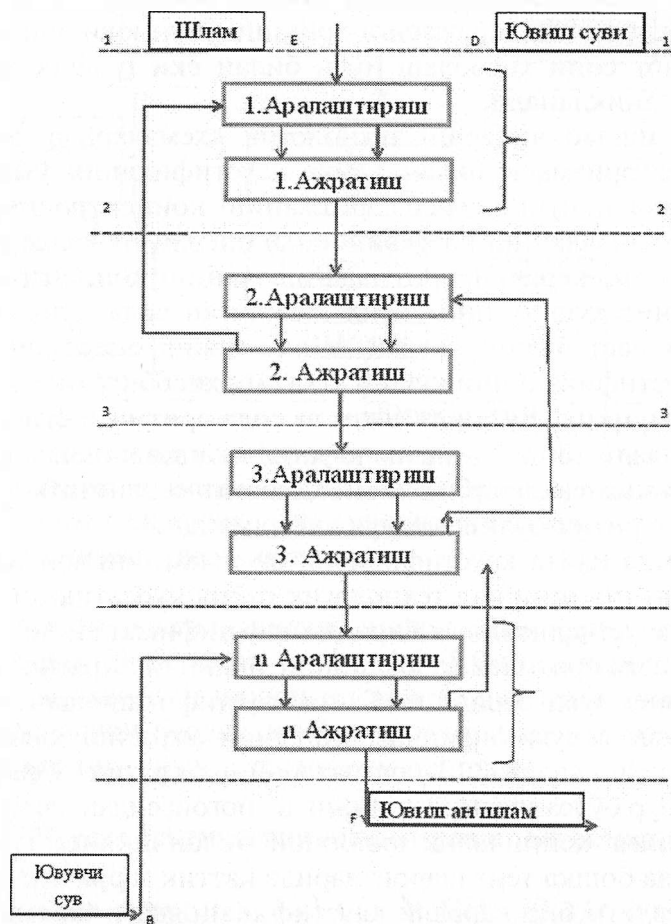
Каустификацияга берилаётган «нормал» эритмада  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  нинг концентрацияси ювиш сувларнинг миқдорида боғлиқ бўлади. Имкони борича концентрацияси юқорироқ бўлган эритмалар олинишига ҳаракат қилинади ва шунинг учун шлам ювиш операцияси катта аҳамиятга эга бўлади.

Қарама-қарши кўп поғонали шламнинг деконтацияси билан кейинчалик филтрация жараёнида ювиш сувнинг минимал миқдори билан шламнинг яхши ювилиши таъминланади.

Шламнинг кўп поғонали қарама-қарши ювилишининг принципиал технологик схемаси 35-расмда келтирилган.

Расмдан кўриниб турибдики, ювиш жараёнининг ҳар бир поғонасида аралаштириш ва ажратиш зоналари мавжуд. Бу ҳолда ажратиш зонасида шлам билан бирга кетаётган суюқликнинг оқими эрувчан қўшимчалар миқдори бўйича (NaOH ва  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) мувозанатда бўлмоқда. Қўшимчалар тепага кетаётган ювиш суюқликнинг оқими билан келади. Амалда ювилган шламда ҳар доим бир қанча миқдорда NaOH ва

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  лар қолади. Олдин бу ходиса шламда  $\text{Ca}^{2+}$  ва  $\text{Na}^+$  ионлари қўш тузлар ҳосил қилади, деб ҳисобланган. Лекин охириги тадқиқотлар шуни кўрсатадики, шлам  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  лардан яхши ювилмагани учун ишқорли натрий молекулалари ва шлам заррачалари орасида сорбцион кучлар пайдо бўлади.



35-расм. Шламнинг (тўқ чизик — шлам чизиғи, ингичка — ювиш сувнинг) қарама-қарши поғонали ювилишининг схемаси.



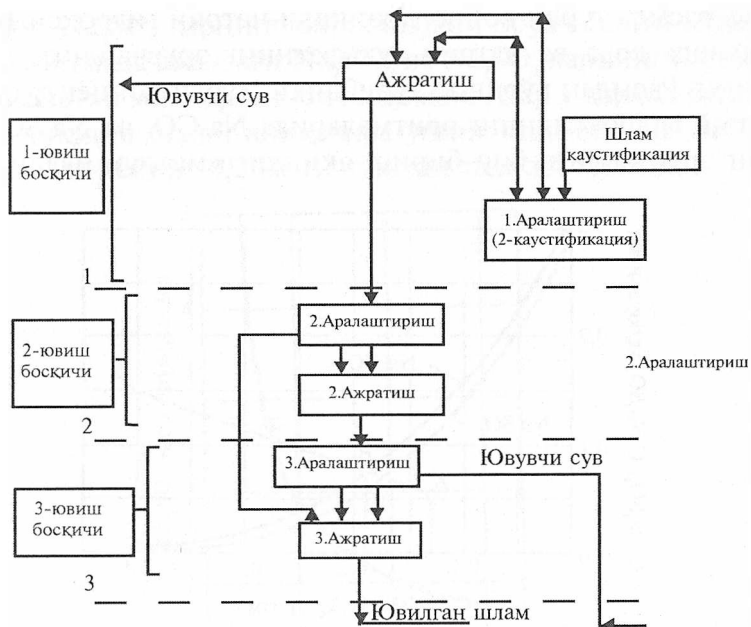
Боғланган  $\text{Na}^+$  нинг миқдори шлам хоссаларига боғлиқ ва ҳар бир ишлаб чиқариш учун мустақил аниқланиши керак. Ушбу ювилмайдиган боғланган  $\text{Na}^+$  шлам ювиш операцияларининг ҳисобларида шламнинг қаттиқ қисмига қўшилиши керак. Бошқа тенг шароитларда қўшимчаларнинг ажратиш даражаси ювиш поғоналарнинг сонига боғлиқ бўлади. Берилган ажратилиш даражасига эришиш учун ювилиш поғоналарининг сони ҳисоблаш йўли билан ёки график чизим ёрдамида аниқланади.

$\text{NaOH}$  ишлаб чиқариш технологик схемаларида тез-тез янги сода эритмаси билан қайта каустификация ўтказиш мўлжалланади, чунки кучсиз эритманинг концентрацияси ва  $\text{CaO}$  дан фойдаланиш коэффициенти ошади. Бу ҳолда шуни назарда тутиш керакки, эритмадаги соданинг концентрацияси персонит қўш тузини ҳосил қиладиган сода концентрациясидан паст бўлиши керак. Шлам ювиш операцияси ва қайта каустификацияни қўшиб ўтказиш ҳисобига бунга осон эришиш мумкин. Бу ҳолда шлам ва сода эритмаси сув билан суюлтирилади, бир поғонали каустификациядаги ювиш сувининг ҳажми сақланиб қолиши ҳисобига соданинг концентрацияси критик бўлишига йўл қўйилмайди.

36-расмда қайта каустификация ва шламнинг ювилишидан иборат принципиал технологик схема кўрсатилган.

Қайта каустификацияга биринчи каустификациянинг шлами, янги сода эритмаси ва ювишнинг иккинчи ажратиш зонасидан ювиш суви бериледи. Қайта каустификациядан кейин шлам ва ювиш суви биринчи поғонанинг ажратиш зонасидан ўтади ва кейинчалик 2, 3-поғоналарнинг ажратиш зоналаридан ва зарур бўлса шлам ювишнинг  $n$  -поғонасидан ҳам ўтади.

Шламнинг кейинчалик ювилиши билан иккита каустификацияда бошқа тенг шароитларида қаттиқ заррачаларнинг чўкиш тезлиги бир каррали каустификациядаги қаттиқ заррачаларнинг тезлигидан юқори бўлади. Буни шламда  $\text{CaO}$  дан фойдаланиш коэффициенти ошиши ва икки каррали каустификацияда шлам шаклланиш вақти кўпайиши билан тушунтириш мумкин.



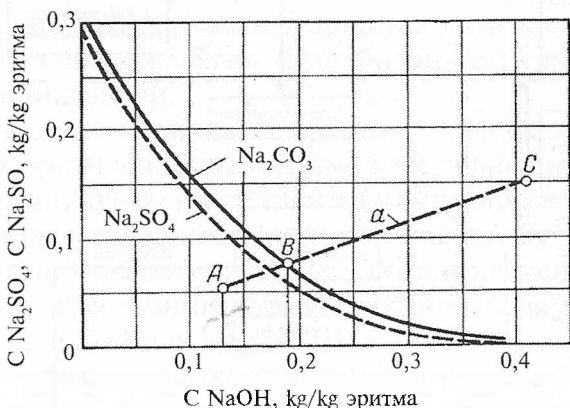
**36-расм.** Биринчи каустификация шламнинг қайта каустификацияси билан шламнинг уч поғонали қарама-қарши ювилишининг схемаси (тўқ чизиқ — шлам; ингичка чизиқ — ювиш суви; пунктирли чизиқ — сода эритмаси).

Натрий гидроксид ишлаб чиқаришида ювиш сувининг (конденсат) 70–80°C да сарфи 4,5–5,0м<sup>3</sup> ни ташкил қилади. Ювиш сувининг юқори температураси кўшимчаларнинг эришига имкон беради ва бошқа тенг шароитларда қаттиқ заррачаларнинг чўкиш тезлигини оширади.

### 11.2.3. Кучсиз эритмаларни концентрлаш. Буғлатиш бўлими

Таркибида тахминан 130 г/л NaOH, 30 г/л Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> ва 11,3 г/л Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> лар мавжуд кучсиз эритмалар каустификация бўлимидан буғлатиш бўлимига келади. Кучсиз эритмалар концентрланганда қаттиқ фазага Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> ва Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> лар ажралиб чиқади.

37-расмда турли концентрацияли натрий гидроксид эритмаларида сода ва натрий сульфатнинг эрувчанлиги кўрсатилган. Расмдан кўриниб турибдики, турли концентрацияли натрий гидроксиднинг эритмаларида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ларнинг эрувчанлиги бир-бирига яқинлиги маълум бўлди.

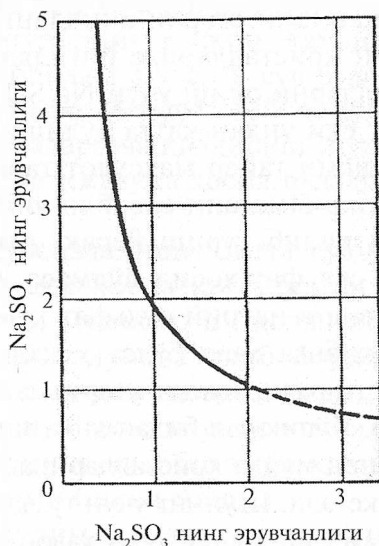


37-расм.  $\text{NaOH}$  сувли эритмаларида  $70^\circ\text{C}$  да  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  эрувчанликларига  $\text{NaOH}$  концентрациясининг таъсири: А нукта – бошланғич эритманинг таркиби ( $C \text{ NaOH}=0.13$   $\text{kg/kg}$ ,  $C \text{ Na}_2\text{SO}_4 + C \text{ Na}_2\text{CO}_3=0.053$   $\text{kg/kg}$ ): В нукта – буғлатишнинг биринчи поғонасидан кейин эритманинг таркиби; С нукта – Фиш тузи ажралишдан олдин суспензиянинг тахминий ҳолати; а – буғлатиш жараёнида эритма таркибининг ўзгариши.

Расмдаги А нукта буғлатишга келаётган эритманинг таркибини аниқлайди. Буғлатишнинг биринчи поғонасидан кейин эритманинг таркиби тахминан В нукта билан тасвирланиши мумкин. Шунда ABC (а) чизиғи система таркибини ва буғлатиш жараёнининг ўзгаришларини тавсифлайди. Бу ҳолда  $\text{NaOH}$  нинг сувли эритмасида  $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$  суспензияси мавжуд (BC чизиғида).  $\text{NaOH}$  нинг юқори концентрацияларида ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ ) нинг эрувчанлиги кескин камайди ва уни 40-расм бўйича аниқлаб бўлмайди.

38-расмда 48% ли (масс.) натрий гидроксиднинг  $65^\circ\text{C}$  да

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ларнинг биргаликдаги эрувчанлиги кўрсатилган. Эритмада амалдаги  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ларнинг миқдори мувозанатли миқдордан катта бўлади. Агар у дарҳол буғлатишдан чиқиши билан аниқланса унинг қиймати 6,2 ва 4,8 ни, 48 соатда кейин -4,2 ва 1,2 г/кг ни ташкил қилади.



**38-расм.** 650 °C да NaOH эритмасида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ларнинг биргаликдаги эрувчанлиги.

Шундай қилиб, келтирилган маълумотларда эритмада NaOH нинг концентрацияси юқори бўлганида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  лар бўйича эритма эскириш натижасида ўта тўйиниш жуда секин камаяди.

Лекин эритманинг 48 соат эскиришидан кейин ҳам у мувозанатли ҳолатга эришолмайди.

Буғлатиш жараёнида қаттиқ фазага қўшимчаларни максимал ажратишдан ташқари йирик тез чўкадиган  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ларни ҳосил қилиш катта аҳамиятга эга. Тузларнинг тўлиқ ажралиши NaOH нинг юқори концентрацияси ва турғунлик даври билан таъминланади. NaOH нинг

турғунлиги  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  буйича ўта тўйинишини таъминлайди. Эритмада асосан  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  нинг миқдори билан чўкаётган кристалларнинг ўлчами аниқланади.  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  мавжудлигида концентрланган натрий гидроксид эритмаларидан  $2\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3$  буркеит қўш тузи ажратилади. Ушбу жараёнларнинг механизми етарли аниқланган эмас, лекин  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  қўш тузнинг кристалларида йиғилади дейишга асос бор. Йирик кристалларни олиш учун  $\text{Na}_2\text{SO}_4 : \text{Na}_2\text{CO}_3$  моль нисбати 0,5 га тенг ёки ундан катта бўлиши керак. Натрий сульфатнинг бир қисми тайёр маҳсулот таркибида бўлгани учун ва циклга қайтарилмагани сабабли унинг йўқолишларини компенсация қилиб туриш керак. Агарда кўйдириш жараёнида натрий сульфат ҳосил бўлмаса, буғлатишга беришдан олдин эритмага натрий сульфат қўшиш керак.

Агар эритма таркибида ҳаво бўлса у қаттиқ фаза чўкиш жараёнини ёмонлаштиради, чунки у эритма билан барқарор кўпик ҳосил қилади. Кўпик ўзи билан анча миқдорда ҳаво пуфаклари билан ўралган майда кристаллар шаклида кристалланаётган тузни олиб кетади. Шунинг учун тузларни тез совитиш учун, демак тоза маҳсулот олиш учун ҳавонинг буғланаётган эритма билан максимал равишда контактини йўқотиш керак. Концентрланган эритмадан ажратилган тузлар конденсатда ёки кучсиз суюқликда эритилади ва кучли ювишлар шаклида нормал сода эритмаси тайёрланишига қайтарилади.

#### 11.2.4. Натрий гидроксиднинг суюқланиши

Буғлатилиш қурилмаларида натрий гидроксиднинг максимал эритиладиган концентрация тахминан 70%ни ташкил қилади. Натрий гидроксиднинг бундан юқори концентрланган эритмаларнинг қовушқоқлиги ва температура депрессияси катта ва шунинг учун кейинчалик  $\text{NaOH}$  эритмасининг янада буғлатилиши натижасида иқтисодий кўрсаткичлари паст бўлади. Шунинг учун саноатда юқори концентрланган  $\text{NaOH}$  олиш учун ишқорга чидамли чўяндан тайёрланган суюқланувчи қозонлар (котёл) қўлланилади.

Атмосфера босимида натрий гидроксиднинг қайнаш температураси  $1388^{\circ}\text{C}$  ни ташкил қилади ва шунинг учун  $\text{NaOH}$  нинг тўлиқ сувсизланиши фақат ушбу температурада ўтиши мумкин. Бундай юқори температурага эришиш техникавий қийинчиликлар билан боғлиқ. Шунинг билан бирга натрий гидроксидда жуда кам миқдорда сув бўлиши суюқламанинг қайнаш температурасини кескин камайтиради. Масалан,  $\text{NaOH}$  нинг таркибида 1 масс. % сув бўлса, қайнаш температураси  $400^{\circ}$ , 0,5 масс.% бўлса  $530^{\circ}\text{C}$  бўлади. Суюқламани бундай температураларгача киздириш учун кўмир, мазут ёки табиий газ ёқиш натижасида ҳосил бўладиган ёқилғи газлар қўлланилади.

$\text{NaOH}$  нинг сувсизланиши битта суюқланувчи қозонда (даврий жараён) ёки кетма-кет уланган 6–9 та қозонлар батареясида ўтиши мумкин. Бу ҳолда натрий гидроксиднинг суюқланиши узлуксиз олиб борилади, чунки маҳсулотнинг сувсизланиши қозонлардан ўтиш мобайнида амалга оширилади. Суюқланувчи қозонлар қаскад билан ўрнатилади ва бунинг ҳисобига суюқланма бир қозондан бошқасига ўз оқими билан ўтади.

Суюқланиш бўлимида энг муҳим операция суюқламанинг тозаланиши ҳисобланади. Таркибида суви кам бўлган натрий гидроксиднинг суюқланмаси чўянга коррозия таъсир кўрсатмайди. Юқори температураларда  $\text{NaOH}$  нинг сувли эритмалари жуда агрессив бўлади ва шунинг учун натрий гидроксиднинг оқиш йўналиши бўйича қиздиргичлар ва учта қозон интенсив емирилиши мумкин. Коррозиядан аппарат деворларини химоя қилиш учун натрий гидроксид таркибига суюқланишга беришдан олдин 1,3–1,5 кг/т натрий нитрат берилади. Коррозия натижасида ҳосил бўлган  $\text{Fe}^{2+}$  нитрат билан  $\text{Fe}^{3+}$  гача оксидланади ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  оксид шаклида суюқланувчи қозонларнинг тубида чўкади (қизил шлам). Қозоннинг деворларида  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  дан иборат қоплама пайдо бўлади ва у аппаратни коррозия емирилишдан сақлаб туради.

Натрий нитратдан ташқари қисман сувсизланган суюқланмага (учинчи қозон) олтингугурт қўшилади. Суюқланмадаги мавжуд оғир металллар олтингугурт билан реакцияга киришади. Ҳосил бўлган қийин эрувчан сульфидлар ( $MnS$ ,  $CuS$  ва ҳ.к.) аппаратнинг тубига чўкади. Бундан ташқари олтингугурт оқ рангли натрий гидроксид олинишига ёрдам беради, чунки суюқланмага яшил ранг берадиган бирикмаларни парчалаб юборади. Қўшилаётган олтингугуртнинг миқдори ( $NaNO_3:S$ ) тажриба йўли билан топилиши мумкин ва одатда 3,0:1-1,5:1 ни ташкил қилади.

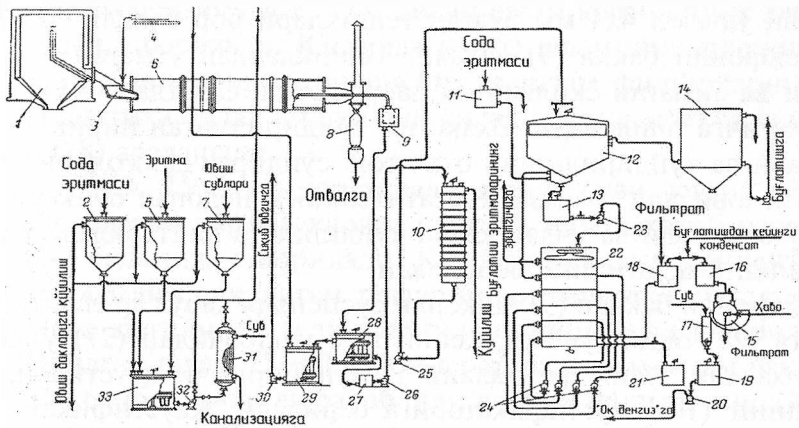
Суюқланма совитилишида охириги суюқланувчи қозонда учта қатлам ҳосил бўлади: юқори қатлам — оқ каустик сода, барча суюқланманинг 95% массасини ташкил қилади; ўрта қатлам — кул рангли каустик сода (3%), одатда қўшни суюқланувчи қозонга қайтарилади; пастки қатлам — қизил рангли маҳсулот (2%) ишлаб чиқаришнинг чиқиндиси сифатида алоҳида барабанларга қуйилади.

### **11.3. Оҳакли усулда натрий гидроксид ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси**

Қаттиқ натрий гидроксид ишлаб чиқарадиган оҳакли каустик сода цехида учта бўлим мавжуд: каустификация, кучсиз эритмаларнинг буғлатилиши ва суюқланиш.

#### **11.3.1. Каустификация бўлими**

39-расмда каустификация бўлимининг технологик схемаси келтирилган. Ушбу схемада битта сўндириш—каустификациялаш аппаратида оҳакни сўндириш ва сода эритмасининг каустификациялашнинг асосий реакциялари ўтказилади. Ушбу аппаратда каустификация даражаси 75–80% ни ташкил қилади. Сўндирувчига оҳакни сўндириш учун сода эритмаси берилади (эски схемаларда сув берилади). Оҳакнинг йўқолишларини камайтириш учун технологик схемада сўндириш—каустификациялаш аппаратида ҳосил бўлган таркибида реакцияга киришмаган  $CaO$  мавжуд шламнинг қўшимча каустификация мўлжалланган.



**39-расм.** Оҳакли усул билан натрий гидроксид ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси: 1 – оҳак учун силос; 2 – сода эритмасининг йиғгичи; 3 – лотокли таъминловчи; 4 – нормал сода эритмасининг сиқув йиғгичи; 5 – буғлатиш натижасида олинган тузлар эритмасининг йиғгичи; 6 – сўндиргич-каустификатор; 7 – ювиш сувларининг йиғгичи; 8 – недопал бункери; 9 – сифонли идиш; 10 – биринчи каустификациянинг каустификатори; 11 – сода эритмасининг йиғгичи; 12 – тўндиргич; 13 – иккинчи каустификациянинг каустификатори; 14 – кучсиз эритмаларнинг йиғгичи; 15 – барабанли вакуум-фильтр; 16 – конденсатнинг сиқув баки; 17 – шнекли аралаштиргич; 18 – конденсат ва филтратнинг йиғгичи; 19 – шлам аралаштиргичи; 20, 23-26, 30, 32 – насослар; 21 – шламнинг қабул аралаштиргичи; 22 – шламнинг олти қаватли ювгичи; 27 – қум ушлагич; 28 – суспензиянинг қабул аралаштиргичи; 29 – қуйилиш аралаштиргичи; 31 – қувурли иситгич; 33 – нормал сода эритмасини олиш учун аралаштирувчи.

Силос сакловчидан (1) куйдирилган оҳак тарновли таъминловчи (3) сўндириш-каустификациялаш аппаратига (6) берилади. Оҳак билан бир вақтда сиқув аралаштиргичдан (4) сўндиргичга «нормал» сода эритмаси келади (93–95 % стехиометриядан). Сиқув аралаштиргичнинг (4) оқизгичи орқали «нормал» сода эритмасининг ортиқча миқдори оқизгичнинг аралаштиргичига (29) куйилади. Таркибида  $\text{NaOH}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{CaCO}_3$  ва ортиқча оҳаклар мавжуд суспензия сифонли қувур



билан ўлчами 4x4 мм бўлган тешиклари бор элакли саватли сифонли бакка (9) келади. Тешиклардан ўтмаган оҳакнинг ва ёнмаган ёқилғининг заррачалари саватдан чиқинди сақлагичга ташланади. Оҳакнинг сўндирилмаган йирик зарралари ва куйдирилмаган оҳак тош сўндиргичдан олдин сув билан ювилади (расмда кўрсатилмаган), недопал бункерига (8) юборилади ва ундан қайта куйдиришга қайтарилади ёки чиқинди сақлагичига юборилади.

Сифонли бакдан (9) ишқорли суспензия қабул аралаштиргичга (28) оқиб тушади, кейин кум ушловчидан (27) ўтади ва оҳакдан тўлиқ фойдаланиш учун биринчи каустификациянинг (10) каустификаторига берилади. Каустификатордан (10) чиқишда эритманинг каустификация даражаси тахминан 84% ни ташкил қилади. Суспензиянинг ортиқчаси аралаштиргичнинг (28) оқизғичи орқали оқизғичнинг (29) аралаштиргичига келади, «нормал» сода эритмаси билан аралаштирилади ва насос (30) билан сўндириш—каустификациялаш аппаратининг сиқув бакига (4) берилади. Бу ерда суспензия бир ярим соат бўлганидан кейин кум ушловчидан ўтади ва марказдан қочма насос билан паралтел ишлаётган бир қатор тиндиргичларга (12) берилади (схемада битта тиндиргич кўрсатилган).

Тахминан 80°C температура таркибида ўртача 130 г/л NaOH, 30 г/л Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> ва 11,3 г/л Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> мавжуд тиндирилган кучсиз эритма тиндиргичнинг оқизувчи тарновидан кучсиз эритмалар бакида (14) йиғилади ва ундан кейин буғлатишга юборилади; тиндиргичдан (12) шлам иккинчи каустификациянинг каустификаторига (13) келади.

Шламда қолган оҳакдан тўлиқ фойдаланиш учун иккинчи каустификация соданинг катта ортиқчалигида ўтказилади (50% дан ошиқ). Талаб қилинаётган ортиқчаликни ҳосил қилиш учун сода эритмаси каустификаторга (13) берилади. Бу ерда эритманинг каустификация даражаси 55 % дан ошмайди. Шламни суюқлаштириш учун шламнинг олти қаватли ювгичининг (22) иккинчи қаватидан каустификаторга (13) тиндирилган суюқлик берилади. Каустификатор-

дан (13) суспензия насос (23) билан шлам ювгичининг юқори қаватига берилади. Ювгичдаги (22) шламнинг ювилиши буғлатиш бўлимининг конденсати ва шлам филтрларнинг (15) филтроти билан амалга оширилади. Конденсат ва шлам бакда (18) аралашади.

Тахмиман 75°С температурада ювиш суви ювгич (22) орқали шламга қарама-қарши пастдан тепага қараб насослар (24) ёрдамида юборилади. Кучсиз эритмани концентрлашда ажралиб чиқадиган тузларни эритиш учун буғлатиш бўлимига ювгичнинг тепа қаватидан ювиш суви юборилади. Ювилган шлам 75–80°С температура билан шлам бакига (21) келиб тушади ва барабанли вакуум-филтрнинг (15) бакига берилади. Филтрланган ва конденсат билан ювилган шлам филтр юзасида кесилади ва шнекли аралаштиргичга (17) тушади. Шламни суюклаштириш учун шнекли аралаштиргичга бир вақтда сув ҳам берилади ва шлам тўплагичдан (19) насос (20) билан «оқ денгизга» юборилади.

Буғлатиш ва ювиш тузларини эритиш натижасида сода эритмасини сақлаш учун тўплагичлар (2,5 ва 7 ) ишлатилади. Кўрсатилган эритмалар тегишли миқдорда аралаштирувчига (33) берилади ва «нормал» сода эритмаси олинади. Ушбу эритма қиздиргич (31) орқали «нормал» сода эритма сиқув тўпламига (4) берилади.

### 11.3.2. Буғлатиш бўлими

Олинган кучсиз эритмаларнинг концентрланиши иккита поғонада амалга оширилади. Буғлатишнинг биринчи поғонаси бу намунавий тўғри оқимли уч корпусли вакуум-буғлатиш қурилмаси. Эритмаларнинг буғлатилиши турли параметрлардаги сув буғи ёрдамида ўтказилади. Масалан, куйида келтирилагаётган схемада қиздиргич ва эритманинг юриши бўйича буғлатиш аппарати босими 10 кгк/см<sup>2</sup> бўлган тўйинган сув буғи билан қиздирилади. Аппаратда натрий гидроксиднинг концентрацияси 130 дан 200 г/л гача ошади. Бундай эритма иккинчи корпусга ўтади ва ундан

600 мм. см. уст. вакуумда ишлайдиган учинчи корпусга ўтади. Иккинчи ва учинчи корпусларнинг қиздирилиши биринчи корпуснинг иккиламчи буғи билан амалга оширилади. Учинчи корпуснинг чиқишида натрий гидроксиднинг концентрацияси 610–660 г/л ни ташкил қилади. NaOH эритмасини концентрлашда ажралиб чиқадиган натрий карбонат ва сульфатлар эритмадан ўрта эритмаларнинг тиндиргичида ажратилади. Тиндирилган эритма ўрта эритмаларнинг тўплагичига келади, шлам эса вакуум-филтрларга боради. Филтрат ўрта эритмаларнинг тиндиргичига берилади, филтлдаги чўкма буғлатиш тузларининг эритгичига ва ундан кейин каустификацияга юборилади.

Бошқа технологик схема бўйича вакуум-филтрдан кейин чўкма репульпация қилинади, янада центрифугада филтрланади ва ундан кейин чўкма буғлатиш тузларнинг эритгичига берилади.

Ўрта эритмалар тўплагичидаги тиндирилган эритма товарли маҳсулот ҳисобланади. Қаттиқ NaOH ишлаб чиқарилганда суюқ каустик сода буғлатишнинг иккинчи поғонасига келади ва бу ерда унинг концентрацияси 1000–1200 г/л NaOH гача ошади. Буғлатишнинг иккинчи поғонасида битта буғлатиш аппарати мавжуд. У буғлатишни биринчи поғонасининг биринчи корпусини иккиламчи буғи билан қиздирилади.

Ушбу қорпусда 600 мм.см.уст. вакуум ушланиб турилади. NaOH концентрацияси ошиши билан эритмадан соданинг қўшимча миқдори ажралиб чиқади. Шунинг учун тўртинчи буғлатиш аппаратдан кейин эритма «кучли» эритмаларнинг тиндиргичига берилади. «Кучли» эритмаларнинг ва шламнинг кейинги юриш ҳаракатлари юқоридаги ўрта эритмалар билан бир хил бўлади.

Қаттиқ суюқланган ва тангачаланган натрий гидроксид чиқариш учун таркибида 1000–1200 г/л NaOH мавжуд кучли эритма суюқланиш бўлимига юборилади.

### 11.3.3. Каустик соданинг суюқланиш бўлими

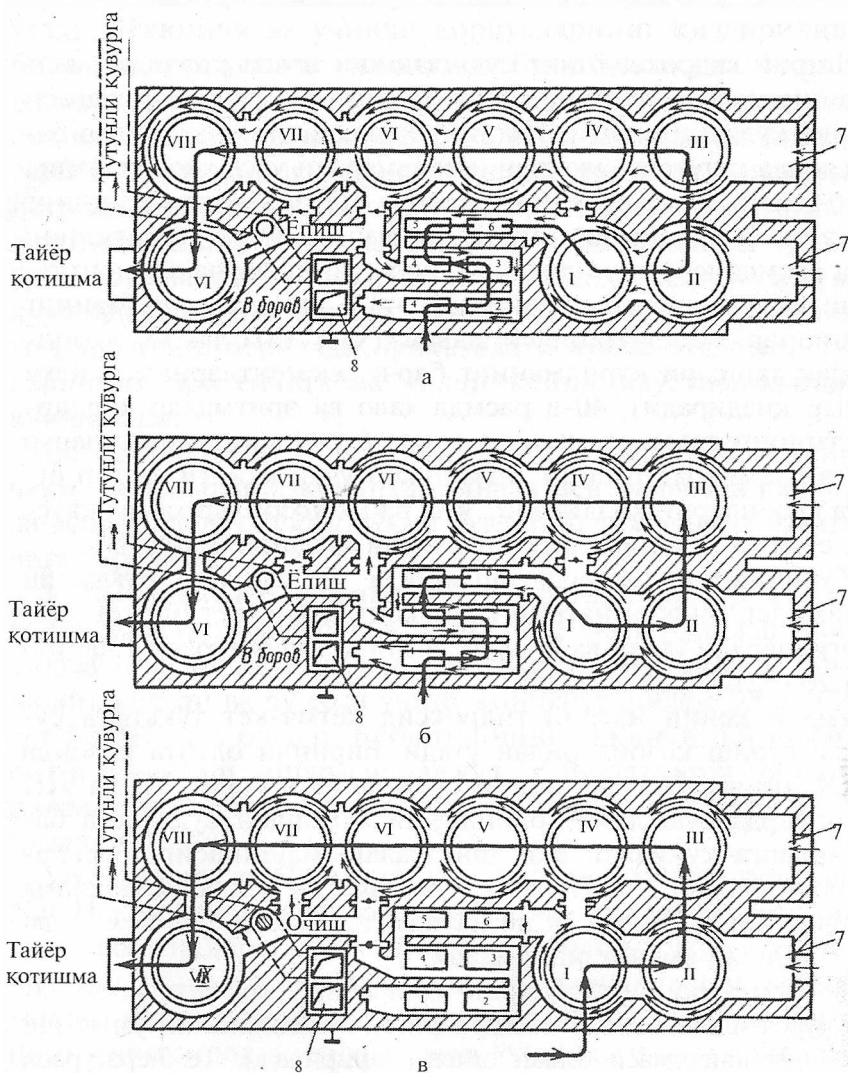
Натрий гидроксиднинг суюқланиши ягона қозонда амалга оширилиши мумкин, лекин ҳозирги вақтда ушбу жараён деярли қўлланилмайди. Натрий гидроксиднинг қозонлар батареясида узлуксиз суюқланиши самарали усул ҳисобланади.

40-расмда қозонлар батареясида натрий гидроксиднинг узлуксиз суюқланишининг технологик схемаси кўрсатилган: 40-а расмда юргизиш даври (қурилманинг барча элементларини ёқилғи газлар қиздиради); 40-б расмда қурилманинг стационар эксплуатацияси даври (VII, VIII ва IX қозонлардан ташқари қурилманинг барча элементларини ёқилғи газлар қиздиради); 40-в расмда ҳаво ва эритмалар қиздиргичларнинг таъмирланиши вақтида (суюқланишининг зарур бўлган температурасини таъминлаш учун ёқилғи газлар еттига қозонларни қиздиради, VIII ва IX қозонлар ҳамда каустик сода ва ҳавонинг қиздиргичлари қиздирилмайди).

Қурилманинг нормал ишлашида (6 вариант) буғлатиш бўлиmidан чиққан натрий гидроксид кетма-кет олтига қиздиргичлардан ўтади ва бу ерда унинг температураси 130–140 дан 200–210°C гача ошади.

Ундан кейин натрий гидроксид кетма-кет тўққизта суюқлантириш қозонларидан ўтади: биринчи олтига қозонда NaOH нинг сувсизланиши ва суюқланиши ўтади; VII ва VIII қозонларда суюқлама совийди; IX қозондан суюқлама барабанларга куйилади ёки тангачалаш машинасига берилади (тангачалаш NaOH ишлаб чиқарилган ҳолда). Суюқлама қиздирилиши ёқилғи ёқиш натижасида ҳосил бўлган ёқилғи газлар билан амалга оширилади.

40-расмда ёқилғи газларнинг юриши ингичка стрелкалар билан кўрсатилган. Ёқилғи газлар юриши йўналишининг ўзгариши шибберлар системаси билан амалга оширилади. Температураси 400–450°C бўлган ёқилғи газлар иссиқлигидан тўлиқ фойдаланиш учун суюқловчи қозонлардан ва натрий гидроксид қиздиргичларидан кейин газ ҳаво иситтичида 200°C гача совитилади ва печ ўтхонаси орқали тутунли қувурга берилади. Алоҳида суюқловчи қозонларда температура режими куйидаги чегарада ушланади:



**40-расм.** Суоқлантириш қозонлари батареясида каустик сода-  
ни узлуксиз сувсизлантириш ва суоқлантириш схемаси:  
1–6 – ҳаво иситгичлари; 7 – ўчоқ; 8 – ҳаво иситгичи; I–IX –  
суоқлантириш қозонлари.

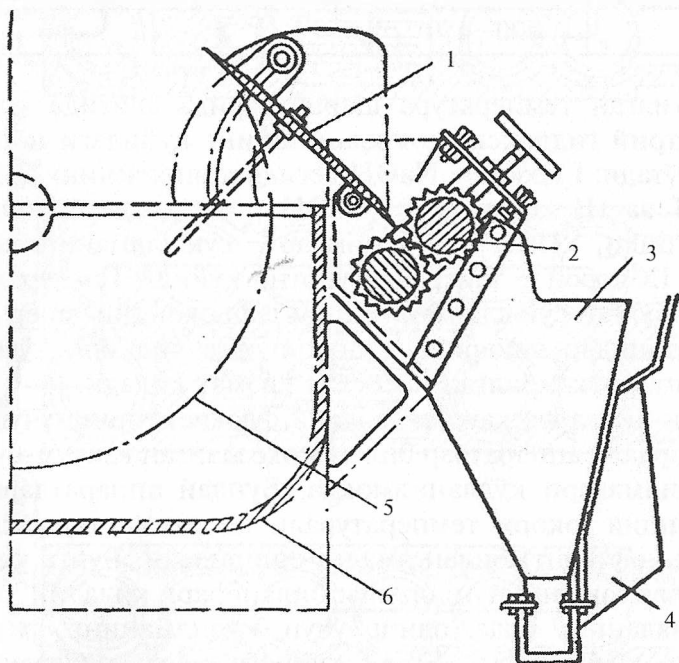
Қозон	T, °C	Қозон	T, °C
I	230–250	VI	400–440
II	320–350	VII	410–400
III	390–430	VIII	390–370
IV	490–520	IX	365–325
V	400–470		

Кўрсатилган температура шароитларида алоҳида қозонларда натрий гидроксид сууюқланишнинг қуйидаги поғоналаридан ўтади: I қозон – NaOH дегидратациясининг бошланиши; II ва III қозонлар – NaOH нинг қиздирилиши ва тиндирилиши, VII ва VIII қозонлар – сууюқламанинг совитилиши, IX қозон – тайёр маҳсулотни қуйиш. Температураси 400°C бўлган сууюқланган натрий гидроксидни тайёр маҳсулот қозонидан чиқариш учун ишқорга чидамли чўяндан тайёрланган чўктирилган насослар хизмат қилади.

Охирги йилларда каустик содани сууюқлантириш учун ўрмалаш пардали аппаратлар билан жиҳозланган вакуум-буғлатиш қурилмалари қўлланилмоқда. Бундай аппаратларнинг қиздирилиши юқори температурали иссиқлик ташувчилар (масалан, даутерит) билан амалга оширилади. Бунга ўхшаш қурилмалар юқори унумдорлиги билан фарқ қилади.

Тангачаланган сода олиш учун қурилманинг схемаси 41-расмда кўрсатилган. Буғли қўйнаги мавжуд қувурларда натрий гидроксиднинг сууюқламаси оралиқ бакка (расмда кўрсатилмаган) келади. Бак ёқилғи газлар билан қиздирилади. Бу ердан NaOH сууюқламаси ёқилғи газлар билан қиздириляётган тарновга (6) келади. Тарновдаги сууюқламага 100 мм чуқурликка 15 айл/мин тезлиги билан пўлатли барабан чўктирилган. Барабан ичида сув билан совитилади. Температураси 360°C бўлган NaOH нинг сууюқламаси ингичка парда шаклида барабаннинг юзаси билан олинади ва тез совитилади. NaOH нинг қолган қатлами пичоқ (1) билан барабандан ажратилади ва валецларга (2) юборилиб, бу ерда ўлчами 1x1

см ва қалинлиги 0,8 мм бўлган тангачаларга бўлакланади. Валецлардан (2) тангачалар шлюзли затвори (4) мавжуд бункерга (3) тўқилади. Затвор остида ҳажми 50 кг тангачалаш NaOH бўлган пўлатли барабан (гара) ўрнатилади (расмда кўрсатилмаган). Юклаш жараёнида каустик содани зичлаш учун вибрацион қурилма ўрнатилади.

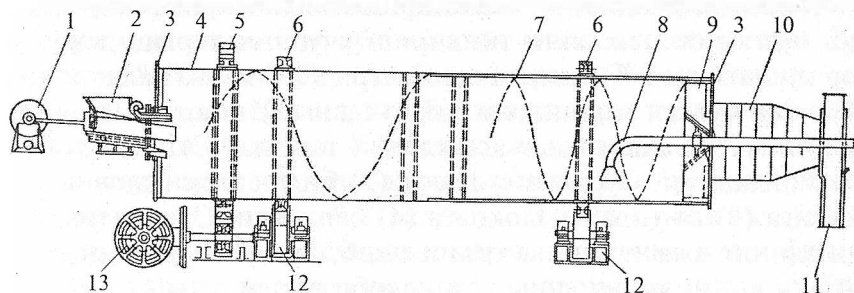


41-расм. Каустик содани тангачалаш қурилмасининг схемаси:  
 1 – пичоқ; 2 – вальцлар; 3 – бункер; 4 – шлюзли затвор; 5 – барабан; 6 – идиш.

#### 11.4. Оҳакли каустик сода цехининг асосий аппаратураси

42-расмда каустификациянинг биринчи поғонасида қўлланиладиган сўндириш–каустификациялаш аппарати кўрсатилган. Бу диаметри 2500 мм ва узунлиги 15000 мм бўлган

цилиндрили барабан. Ишқаланишдан сақлаш учун барабан ичидан пўлат билан футеровка қилинган. Барабан қопқоқларининг (3) кўндаланг кесилган жойларида марказий тешиклар мавжуд. Уларнинг бир томонидан лотокли таъминловчи (2) ёрдамида куйдирилган оҳак ва «нормал» сода эритмаси берилади, иккинчи томонидан ҳосил бўлган натрий гидроксиднинг суспензияси чиқарилади.



#### 42-расм. Сўндиргич—каустификатор:

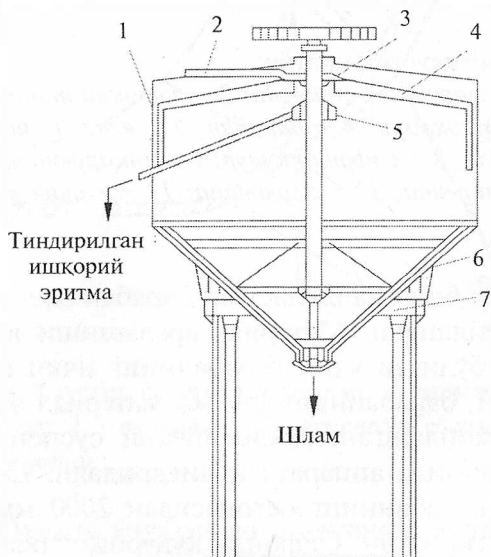
1 — лотокли таъминловчининг приводи; 2 — лотокли таъминловчи; 3 — барабанинг ён қопқоқлари; 4 — барабан; 5 — венецли шестерня; 6 — бондаж; 7 — спираль; 8 — сифонли қувур; 9 — чиқарувчи чўмичлар; 10 — барабанинг туширгичи; 11 — горловина; 12 — таянч роликлар; 13 — барабан приводи.

1,6 айл/мин тезлик билан айланаётган барабан электропривод (13) ёрдамида айланади. Материал аралашishi ва фазалар контакти яхши бўлиши учин барабанинг ички юзасида спираль (7) кўйилган, барабанинг ўзи эса материал чиқариш томонга 2—3° қия жойлашган. Ҳосил бўлган суспензия сифонли қувур (8) ёрдамида аппаратдан чиқарилади. Сифонли қувурнинг бир учи барабанинг остонасидан 2000 мм масофада суюқликка чўктирилган. Сифонли қувурнинг бошқа учи ўлчами 4x4 мм бўлган сеткали сифонли тарновга туширилган (расмда кўрсатилмаган). Сетка билан ушланаётган сўндирилмаган оҳак ва ёқилгининг майда зарралари сифонли тарновдан чиқарилади. Аппаратдан йирик зарраларни чиқариш



учун барабанга чўмичлар (9) клепка қилинган. Барабаннинг ичига киритилган қувурлардан чиққан сув билан ювилган қаттиқ зарраларни чўмичлар чиқариш тешигига (10) узатади ва бўғиз (11) орқали недопал бункерига берилади (расмда кўрсатилмаган). Келтирилган сўндириш—каустификациялаш апаратининг унумдорлиги 150 т/суткадан юқори 95,5 % NaOH ни ташкил қилади.

43-расмда сўндириш—каустификациялаш апаратарида ҳосил бўлган суспензияни тиндириш учун тиндиргич-деканатор кўрсатилган. Тиндиргич диаметри 9000 мм ва баландлиги 3750 мм бўлган цилиндрли корпусдан (1) иборат. Тиндиргичнинг тепа қисмида тақсимловчи тарелка (3) ва колокол (4) жойлашган. Суспензия қувур (2) билан тақсимловчи тарелкага (3) ва ундан колоколга (4) берилади. Суспензия колоколнинг юзаси бўйича секин оқиб, ютилган хаводан озод бўлади ва тиндириш зонасига келиб тушади.



43-расм. Тиндиргич—декантер:

1 — тиндиргичнинг цилиндрли қисми; 2 — суспензия узатиш учун қувур; 3 — тақсимловчи тарелка; 4 — колокол; 5 — тиндирилган эритманинг қабули; 6 — аралаштиргич; 7 — конусли туб.

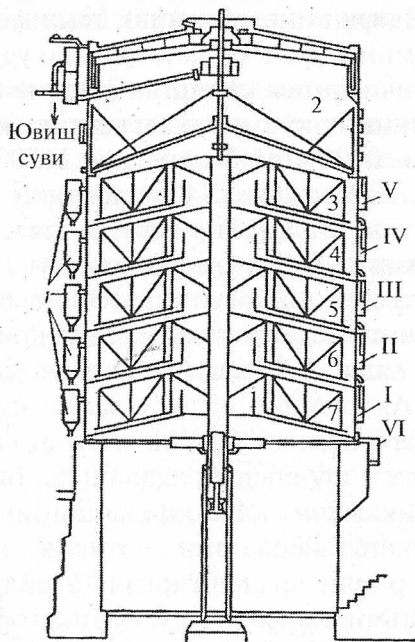
Тиндирилган каустик сода тиндирилган эритманинг тўплагичига (5) келиб тушади ва кейин тайёр маҳсулот сифатида аппаратдан чиқарилиб, буғлатиш бўлимига юборилади ва шлам тиндиргичидан чиқарилади. Унинг қонусли қисмида шламнинг зарур бўлган зичлигини таъминлайдиган аралаштиргич мавжуд; аралаштиргичнинг айланиш тезлиги 0,05 айл/мин. Колоколдан шламни курак билан тўплаш учун шу валнинг ўзидан аралаштиргич монтаж қилинган (расмда кўрсатилмаган).

44-расмда шламнинг кўп қаватли ювгичи келтирилган. Бу диаметри 8000 мм ва умумий баландлиги 11700 мм бўлган цилиндрли аппарат. Баландлиги бўйича аппарат тоқчалар билан олтита қаватга бўлинган. Ҳар бир қаватда шламни қутичаларга суриш учун аралаштиргич-кураклар мавжуд. Аралаштиргичнинг айланиш тезлиги 0,2 айл/мин. Ювиш сувининг тўплагичларидан (1) юувчи суюқлик марказдан қочма насос билан қаватдан қаватга тепага берилади ва аппаратдан қувур (2) билан чиқарилади. Аппаратдан шлам шламли қутича VI орқали чиқарилади. Аппаратдаги шламнинг узатилиши ва тақсимланиши тиндиргичдаги шу операциялар билан бир хил бўлади.

Биринчи ва иккинчи каустификациянинг каустификаторлари бу пўлатдан тайёрланган вертикал цилиндрли аппаратлардир. Улар рамли аралаштиргич (6 айл/мин) ва буғли змеевик билан таъминланган. Каустификаторлар ҳажми цех унумдорлигига боғлиқ ва унинг моддий баланси қуйидаги маълумотларни ҳисобга олган ҳолда ҳисобланиши мумкин: аппаратда суспензиянинг бўлиш вақти 3–4 с, каустификация даражаси тахминан 90 %, аппаратнинг зарур бўлган иш ҳажми суткасига 1,0–1,5 м<sup>3</sup>/т 92% ли каустик сода ишлаб чиқарилиши. Каустификаторлар иссиқлик изоляциясидан ҳам иборат.

Буғлатиш бўлимида барча аппаратура намунали ва унинг тавсифи фақат цехнинг унумдорлиги билан боғлиқ бўлади. Аппарат зангламайдиган, асосан 1X18Н9Т маркали пўлатдан тайёрланган. NaOH суюқланиш бўлимида қуйидаги асосий аппаратлар қўлланилади: узунлиги 2000 мм, эни 700 мм, баландлиги 2500 мм бўлган тўғри бурчак шаклидаги қиздиргичлар ва максимал чуқурлиги 2900 мм, диаметри 3000 мм

бўлган сфера шаклидаги суюқловчи қозонлар, қозоннинг тепа қисмидаги деворнинг қалинлиги 40 мм, туб қисминики 70 мм ни ташкил қилади. Даврий ишлашида ҳар бир шундай қозон битта суюқланиш жараёнида 16,5 т 92%ли NaOH ни ташкил қилади (тахминан 2000 т/йилига).



44-расм. Шламнинг кўп қаватли ювгичи:

1 — ювиш сувнинг йиғгичи; 2–7 — қаватлар; I–VI — шламли қутчалар.

Киздиргичлар ва суюқловчи қозонлар ишқорли коррозияга яхши қаршилик кўрсатадиган СЧЩ-1 марка ишқорга чидамли чўяндан тайёрланган.

Тангачаланган натрий гидроксид олиш учун барабан хромникелли пўлатдан тайёрланган. Унинг ташқи юзаси силлиқланган. Барабаннинг диаметри 1500 мм, ҳосил қилувчи бўйича узунлиги 2000 мм, барабан деворининг қалинлиги 15 мм.

## 12-боб. НАТРИЙ ГИДРОКСИД ОЛИШНИНГ ФЕРРИТЛИ УСУЛИ

### 12.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари

#### 12.1.1. Натрий феррит олиниши

Назария бўйича натрий гидроксид юқори температурада кальцинацияланган сода қиздирилиши ва кейинчалик ҳосил бўлган натрий оксиднинг сув билан реакцияга киришиши натижасида олиниши мумкин.

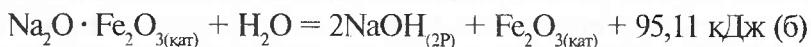
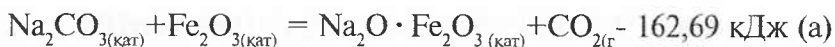
Лекин амалда соданинг парчаланиш қобилиятини тасвирлайдиган ишлаб чиқариш шароитларида эришадиган температураларда унинг устидаги  $\text{CO}_2$  нинг мувозанатли босими жуда кам бўлади:

*15-жадвал*

Температура, °С	$\text{CO}_2$ нинг мувозанатли босими, мм. см. уст.	Температура, °С	$\text{CO}_2$ нинг мувозанатли босими, мм. см. уст.
700	1,0	1050	16,0
820	3,0	1150	28,1
920	4,6	1200	41,0
990	12,2		

Ле- Шателье- Матиньон коидаси бўйича тахминий ҳисоб  $Q/T \sim 33$ , бу ерда,  $Q-p = \text{const}$  бўлганда ккал/кмолда реакциянинг иссиқлиги,  $T$  — диссоциация босими. 760 мм.см.уст.га тенг  $\text{CO}_2$  нинг мувозанатли босимига эришиш учун  $2000^\circ\text{C}$  температура бўлиши зарур, лекин бу ишлаб чиқариш шароитларига тўғри келмайди.

1882 йилда Левин кальцинацияланган содадан натрий гидроксид олишнинг саноат усулини таклиф қилган. Ушбу усулда кальцинацияланган сода ва темир оксиди аралашмаси қиздирилади ва кейинчалик ҳосил бўлган натрий феррит сув билан парчаланadi.



Темир оксиди реакция зонасидан  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  парчаланиш маҳсулотини чиқаради ва бунинг ҳисобига реакция чапдан ўннга кетади, ҳамда  $\text{CO}_2$  нинг парциал босими ошади.

Фазалар қоидасига биноан (а) реакция билан тасвирланган система моновариантли бўлади, демак унинг устидаги  $\text{CO}_2$ нинг мувозанатли босими (мм. см. уст. да) фақат температурага боғлиқ бўлади:

$$\text{Lg}P_{\text{CO}_2} = \frac{7539,6}{T} + 1,7\text{lg}T - 0,001626T + 6,0808$$

$\text{Fe}_2\text{O}_3$  мавжудлигида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  устидаги  $\text{CO}_2$  нинг ушбу тенглама бўйича ҳисобланган мувозанатли босимларнинг қийматлари куйида келтирилган:

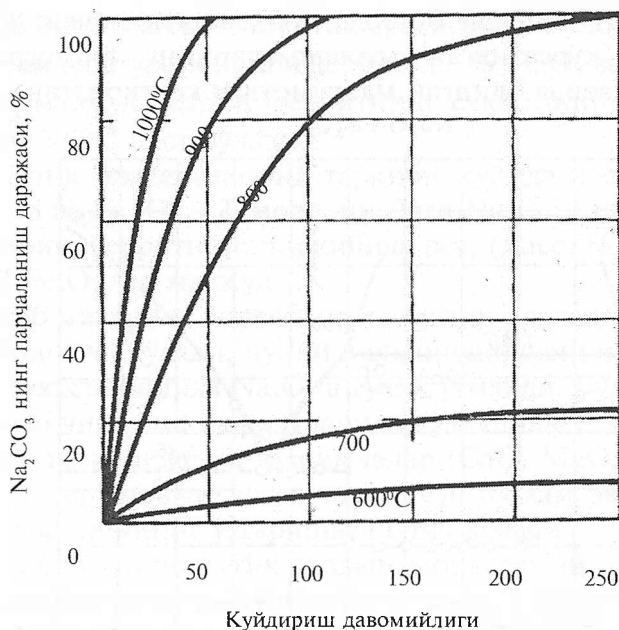
*16-жадвал*

Температура, °С	$\text{CO}_2$ нинг мувозанатли босими, мм. см. уст.	Температура, °С	$\text{CO}_2$ нинг мувозанатли босими, мм. см. уст.
720	161,20	835	653,90
775	314,06	841	751,50
790	341,50	850	753,96
823	572,38		

Келтирилган маълумотлардан кўриниб турибдики, 850–860°С температурада  $\text{CO}_2$  нинг мувозанатли босими атмосфера босимига эришилади.

45-расмда турли температураларда  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  ларнинг стехиометрик аралашмасининг куйдириш давомийлиги  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  нинг парчаланиш даражасига таъсири кўрсатилган. Температура ошиши билан  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  парчаланиши тезлиги кес-

кин ошади. Шунинг учун ишлаб чиқариш шароитларида сода парчаланишининг тезлигини ошириш учун натрий феррит ҳосил бўлиши тахминан  $1000^{\circ}\text{C}$  температурада олиб борилади.

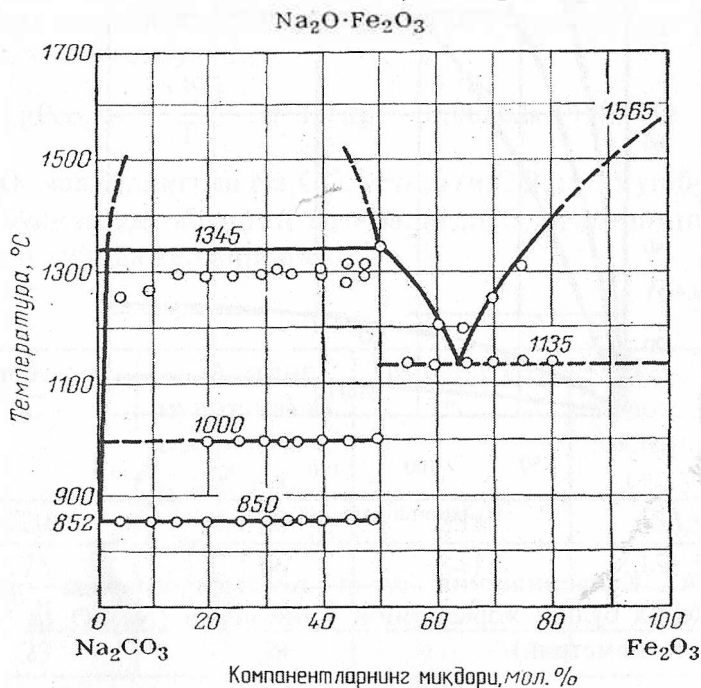


**45-расм.** Куйдиришнинг турли температураларида натрий феррит ҳосил бўлиш жараёнининг кинетики ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  нисбати стехиометрик).

Доимий температура ( $1350^{\circ}\text{C}$ ) ва вақт (180 мин),  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  нинг турли моль нисбатлари шароитларида сода ва темир оксид аралашмасининг куйдириш жараёнининг тадқиқотлари шуни кўрсатадики, куйдириш жараёнида ажралиб чиқётган углерод диоксиднинг миқдори ҳосил бўлаётган ферритнинг миқдорига пропорционал бўлади. Сода орғиқчалигида ажралиб чиқётган  $\text{CO}_2$  нинг миқдори

олинган темир оксиднинг миқдорига пропорционал бўлади ва ортиқча сода реакцияда иштирок этмайди. Юқоридан шундай хулосага келиш мумкинки, соданинг парчаланиши натрий феррит ҳосил бўлиши билан ўтади.

$\text{Na}_2\text{CO}_3:\text{Fe}_2\text{O}_3$  турли нисбатларида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  аралашманинг суюқланиш температуралари 46-расмда кўрсатилган. Ундан ташқари бу ерда температура – вақт координатларида кўрсатилган аралашмаларнинг термографик таҳлил натижасида олинган маълумотлар келтирилган.



46-расм.  $\text{Na}_2\text{CO}_3 - \text{Fe}_2\text{O}_3$  аралашмаларининг суюқланиш диаграммаси.

Диаграмманинг чап томони  $\text{Na}_2\text{O}-\text{Fe}_2\text{O}_3-\text{Na}_2\text{CO}_3$  система-ни тавсифлайди, ўнг томони  $\text{Na}_2\text{O}:\text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{Fe}_2\text{O}_3$  система-ни тавсифлайди. Биринчи системанинг диаграммасида 850, 1000 ва 1345°C да температура тўхталишлари аниқланипти.

Биринчи температура тўхталиши соданинг суюқлашиш жараёнини тавсифлайди, иккинчиси — натрий ферритнинг интенсив ҳосил бўлишини ва учинчиси — ҳосил бўлаётган натрий ферритнинг суюқланиш жараёнини тавсифлайди.

$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{Fe}_2\text{O}_3$  системасида температура тўхталиши  $1135^\circ\text{C}$  да кузатилади ва таркибида 64 моль. %  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  ва 36 моль. %  $\text{Na}_2\text{O}$  мавжуд эвтектик аралашмага мувофиқ бўлади. Ушбу температура таркибида 50 моль. %  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  ва 50 моль. %  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  мавжуд натрий ферритнинг суюқланиш температурасидан  $200^\circ\text{C}$  паст бўлади.

Эвтектик аралашманинг таркиби қуйидагича (масс. %):  $\text{Na}_2\text{O}$ - 18 ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  -82. моль. нисбати  $\text{Na}_2\text{CO}_3 : \text{Fe}_2\text{O}_3 = 1$  бўлган натрий ферритнинг таркибида эса, (масс. %): 24,8  $\text{Na}_2\text{O}$  ва 75,2  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  лар мавжуд.

Ишлаб чиқариш шароитида эвтектик аралашманинг таркиби бошқача бўлади, чунки кальцинацияланган сода  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  билан суюқланишида  $\text{Na}_2\text{O}$  га тўлиқ ўтмайди. Бундан ташқари ишлаб чиқариш шароитларида қўлланилаётган темир оксиднинг таркибида 5% қўшимчалар ( $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  ва бошқалар) мавжуд ва шунинг учун бу ҳам эвтектик аралашма таркибининг ўзгаришига олиб келади.

Шунинг учун эвтектик аралашмага мувофиқ натрий феррит таркибида сода ва қўшимчалар мавжуд бўлади. Уларнинг миқдорини қуйидаги тенгламалар бўйича ҳисоблаш мумкин (сонлар билан эвтектик нуктадаги натрий ферритнинг тахминий таркиби берилган):

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = \frac{\% \text{Na}_2\text{O}(100 - \% \text{Na}_2\text{O})M_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}{nM_{\text{Na}_2\text{O}}} - \frac{18 \text{Na}_2\text{O}(100 - 18\text{Na}_2\text{O})M_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}{88.62} = 4,2\%$$

$$G_{\text{қўшимч.}} = \frac{\% \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \% \text{қўшимч}}{100 - \% \text{қўшимч}} = \frac{82.5}{100 - 5} = 4,3\%$$

Бу ерда, %  $\text{Na}_2\text{O}$  ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  — эвтектик аралашмадаги компонентларнинг миқдори;



% қўшимч. — темир оксиддаги қўшимчаларнинг миқдори;  
 $G_{Na_2CO_3}$  ва  $G_{қўшимч.}$  — ҳосил бўлган натрий феррит таркибида  
 сода ва қўшимчаларнинг миқдори, %;

$n$  — каустификация даражаси ёки  $Na_2CO_3$  нинг  $NaOH$  га  
 ўтиш даражаси.

Ушбу шароитларда олинган натрий ферритнинг таркиби,  
 (%)

$$G_{Na_2O} = 18 \frac{100 - 4,2 - 4,3}{100} = 16,47$$

$$G_{Fe_2O_3} = 82 \frac{100 - 4,2 - 4,3}{100} = 75,07$$

$$G_{Na_2SO_4} = 4,2$$

Ушбу ферритнинг таркиби эвтектик нуқтанинг ўнг то-  
 монида жойлашган нуқта билан тасвирланади (49-расм).

Каустификация даражаси корхона шароитларида 88% дан  
 ошмайди. Уни қуйидаги нисбатлар бўйича ҳисоблаш мумкин.

Қаттиқ ферритнинг таҳлили:

$$n = \frac{\frac{M_{Na_2CO_3}}{M_{Na_2O}} G_{Na_2O}}{\frac{M_{Na_2CO_3}}{M_{Na_2O}} \cdot G_{Na_2O} + G_{Na_2CO_3}} \cdot 100$$

Ишқорсизланган эритманинг таҳлилида:

$$n = \frac{\frac{M_{Na_2CO_3}}{2M_{NaOH}} G'_{Na_2O}}{\frac{M_{Na_2CO_3}}{2M_{NaOH}} \cdot G'_{Na_2O} + G'_{Na_2CO_3}} \cdot 100$$

бу ерда,  $M_{Na_2CO_3}$ ,  $M_{Na_2O}$ ,  $M_{NaOH}$  — тегишли компонентларнинг  
 молекуляр оғирлиги;

$G_{Na_2CO_3}$  ва  $G_{Na_2O}$  — ферритдаги  $Na_2CO_3$  ва  $Na_2O$  нинг миқ-  
 дори, %;

$G'_{Na_2CO_3}$  ва  $G'_{NaOH}$  — феррит ишқорсизлангандан кейин  
 эритмадаги  $Na_2CO_3$  ва  $NaOH$  нинг миқдори, %.

Темир оксид таркибидаги кўшимчалар жараёнга салбий таъсир кўрсатади. Феррит суюқланиш нуқтасидан паст температураларда улар темир оксид билан реакцияга киришади ва ферритли печнинг футеровкасига ёпишадиган суюқламалар ҳосил қилади. Улар темир оксиднинг ғоваклигини камайтиради ва ҳосил бўлаётган ферритнинг тўкилувчанлигини ёмонлаштиради. Масалан,  $5\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 8\text{SiO}_2$  бирикманинг суюқланиш температураси  $838^\circ\text{C}$ ,  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2$  эвтектик аралашмасиники  $760^\circ\text{C}$  ва ҳ.к. Кўшимчалар ишқорсизланишга, кучсиз эритмаларнинг буғлатишига ва натрий гидроксиднинг суюқланишига кам салбий таъсир кўрсатадилар.

Натрий феррит олишга ярайдиган маъданнинг таркиби қуйидагича бўлиши керак, (%):  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  95,5 дан кам эмас,  $\text{FeO}$  1,5 дан ошмаслиги керак,  $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2$  3,5 дан ошмаслиги керак.

Янги темир оксиднинг фаоллиги юқори бўлмайди. Натрий феррит олиш жараёнида темир оксиднинг фаоллиги ошади ва унинг донадорлиги ўзгаради (17-расм).

Жадвалдан кўришиб турибдики, иш жараёнида темир оксид таркибида майда зарраларнинг улуши ошади. Бундан ташқари ишлатилган темир оксиднинг тўкилувчан зичлиги ишлатилмаган маъданнинг тўкилувчанлик зичлигидан ( $5100 \text{ кг/м}^3$ ) анча кам ва  $3450 \text{ кг/м}^3$  ни ташкил қилади. Темир оксиднинг ғоваклиги ошади, демак суюқланган сода темир оксиди зарралари билан фазавий контакти яхшиланади.

Натрий феррит ҳосил бўлиш ва ишқорсизланиш жараёнида сувсиз темир оксид гидратга айланади, чунки водород хлорид кислотада унинг совуқдаги эрувчанлиги 3,5 дан 37,6% гача ошади.

Темир маъдан қайта ишланишида ўтаётган жараёнлар тўлиқ ўрганилган эмас, лекин шундай хулосалар борки, киздирилиш темир оксиднинг гигроскопиклигини оширади, демак, ишқорсизланиш жараёнида унинг гидрат шаклларига ўтиши осонлашади.

## Темир оксиднинг донадор таркиби, %

Зарралар ўлчами, мм	Ишлатилма- ган маъдан	Сода билан қиздирилиш ва ишқорсизланишидан кейин темир оксиди	
		Уч қарра қиздирилиш	Кўп қарра қиздирилиш
>3,0	13,3	27,6	0,5
2,5 – 3,0	2,3	5,7	1,1
2,0 – 2,5	2,5	3,9	3,5
1,5 – 2,0	3,1	8,0	11,1
1 – 1,5	8,8	22,2	43,2
<1,0	70,0	32,6	40,6

Энг кўп учрайдиган темир оксиднинг гидратлар таркибида қуйидаги миқдорда сув мавжуд:  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  – 11,28 %;  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  – 22,56 % ва  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$  – 33, 85 %. Ювилган темир оксидида сувнинг ўрта миқдори 15–18 % ва ушбу сувнинг бир қисми гигроскопикли бўлгани учун қайта ишлаган фаол темир оксиди  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  моногидрат шаклида бўлади, деб хулоса қилиш мумкин.

Сода, сув, печь футеровкаси ва бошқалардаги қўшимчалар билан темир оксид аралашмалар ҳосил қилади ва юқорида айтгандай унинг фаоллигини камайтиради. Темир оксидининг ифлосланиши, ифлосланиш яъни  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$  ва  $\text{SiO}_2$  ларнинг йиғинди миқдорини темир

оксиди микдорига нисбати билан тавсифланади. Ишлаб чиқариш шароитларида темир оксиди қўшимчалар билан 6–8 % гача ифлосланиши мумкин. Бу қийматдан ошиб кетган ҳолда темир оксидини янгилаш керак.

Реакцияга (а) биноан аралашмада 1 моль  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  га 1 моль  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  тўғри келади. Ишлаб чиқаришда стехиометрияга нисбатан икки баробар кўп темир олинади, чунки қаттиқ компонентларни идеал аралаштириб бўлмайди ва мумкин қадар соданинг максимал каустификация даражасига эришиш керак. Лекин, феррит ишқорсизланишида реакцияга киришмаган сода билан аппаратура тикилиб қолиши мумкин.

Ферритли печга келаётган аралашманинг таркибида маълум микдорда намлик бўлиши керак. Масалан, нормал аралашманинг таркибида 14–16 % сув мавжуд, шу жумладан унинг ярми  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  шаклида боғланган, иккинчи ярми эса эркин бўлади. Сода билан аралаштириш натижасида эркин намлик сода моногидрат кристалларини ҳосил қилади ва улар темир оксиди зарралари билан мустақкам боғланади. Бунинг натижасида печнинг ёқилғи газлари билан соданинг олиб кетилиши камаёди.

Оксиднинг ифлосланиши ва говаклиги камайиши натижасида унинг таркибидаги сувнинг микдори камаёди. Аралашма тайёрлаш натижасида бундай оксидни сунъий намлатишга тўғри келади.

Ишлаб чиқариш шароитларида натрий феррит ҳосил бўлишининг кетма-кетлиги қуйидагича ўтади:  $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  фаол темир оксиднинг ва қисман гидратланган сувнинг қиздирилиши, сода ва темир оксиднинг дегидратацияси, айланма ювилган темир оксиднинг таркибида мавжуд бўлган темир оксиди (аралашма тайёрлашга келаётган) ва натрий гидроксидларнинг реакцияга киришиши,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  говакларидан суюқланма ўтиши билан натрий ферритнинг ҳосил бўлиши. Материалларнинг юклашдан чиқишигача сурилишида ушбу жараёнлар ўтиши кузатилади. Шунга мувофиқ каустификация даражаси ҳам ўзгаради

ва натрий ферритнинг ҳосил бўлиши печнинг охириги 1/3 улушида ўтади (47-расм). Бу ерда соданинг суюқланиши ҳам ўтади.

### 12.1.2. Натрий ферритнинг сўндирилиши ва ишқорсизланиши

Печдан чиқаётган натрий феррит сўндирилади ва ишқорсизланади (б-реакция). Ушбу реакция иккита жараёни тасвирлайди.

Олдин қаттиқ натрий феррит эритмага ўтади ва температура билан ва NaOH нинг суюқликда концентрация ошиши билан натрий феррит эриш тезлиги ошади. Эритмада NaOH нинг концентрацияси юқори бўлишида уч валентли темир ( $Fe^{3+}$ ) пайдо бўлади, чунки натрий гидроксид ва натрий ферритлар ўзаро реакцияга киришади. Реакциянинг (б) кейинги поғонасида эритмага ўтган натрий ферритнинг гидролизи кузатилади:



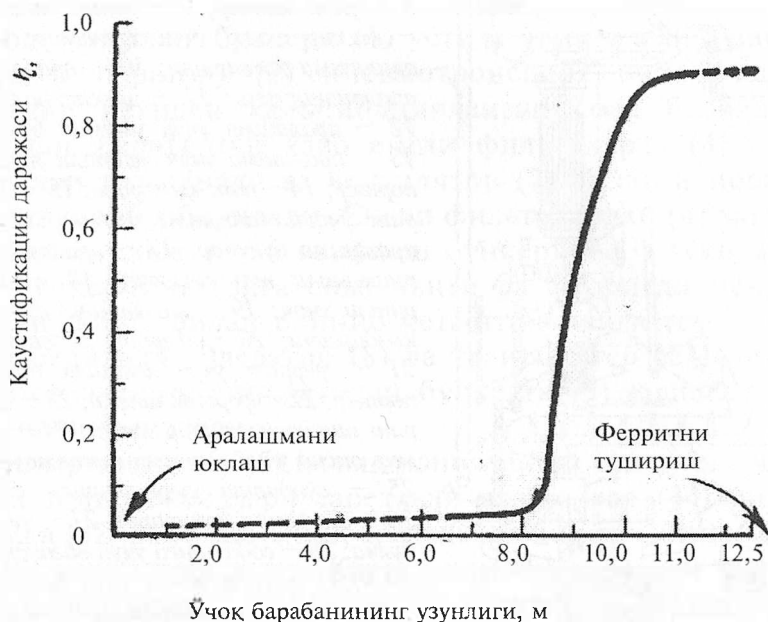
Ушбу реакциянинг тезлиги ҳам температура ошиши билан ошади, лекин реакция маҳсулотининг (NaOH) концентрацияси ошиши билан тезлик камаяди.

Натрий ферритнинг эриш ва гидролизининг тезлигига NaOH концентрация ва температурасининг таъсири 50-расмда кўрсатилган. Бу ерда  $t_1$  ва  $t_2$  (OC) ( $t_2 > t_1$ ) температураларда натрий феррит эришнинг кинетик чизиқлари тасвирланган.

Йиғинди жараёнининг максимал тезлиги  $t_1$  ва  $t_2$  температураларда 1 ва 4, 2 ва 3 чизиқлар кесилиши билан аниқланади. Расмдан кўриниб турибдики, температура ошиши билан жараёнининг тезлиги NaOH нинг юқори концентрациялар томонига сурилади. Шундай қилиб, эритмада NaOH нинг юқори концентрацияларини ҳосил қилиш учун натрий ферритнинг парчаланишини юқори температураларда олиб бориш керак.

Корхонада олинган натрий ферритнинг лаборатория тадқиқотлари шуни кўрсатадики, ишқорсизланиш температураси қанча юқори бўлса, шунча яқуний эритмада NaOH нинг миқдори кўп бўлади. Масалан, 80°C да эритмадаги NaOH нинг миқдори 452,2 г/л, 140°C да 534,5 г/л ни ташкил қилади.

Натрий ферритнинг ишқорсизланишида эритмадаги NaOH нинг концентрацияси ошиши билан каустификациядан кейин қолган  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  нинг эрувчанлиги камаяди (47-расм). Эрувчанлик чегарасига етгандан кейин сода чўкмага тушади ва темир оксид юзасида кристалланади. Ферритнинг таркибида  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  кўпайса, ишқорсизланиш жараёнини ўтказётган аппарат кристалланаётган сода билан тикилиб қолиши мумкин.



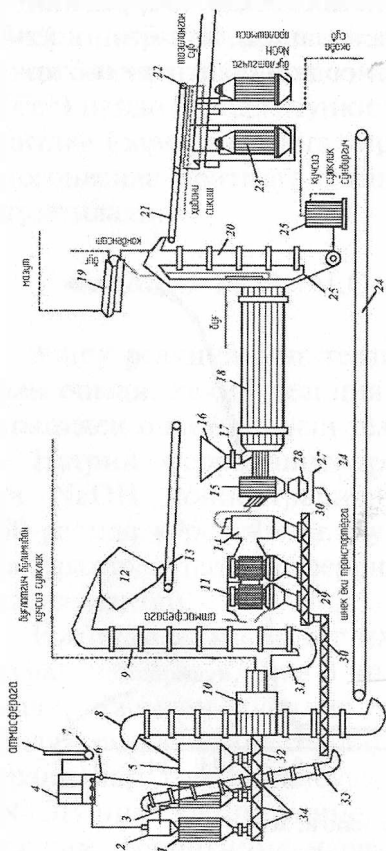
47-расм. Ферритли ўчоқнинг узунлиги бўйича ҳосил бўлаётган натрий ферритнинг каустификация даражаси ўзгариши.

Ферритнинг ишқорсизланишидан кейин эритмадаги NaOH ва Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> лардан ташқари Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> мавжуд бўлиши мумкин. Унинг миқдори сода ва темир оксид аралашмасини куйдиришида қўлланилаётган ёқилғи таркибидаги олтингургуртнинг миқдорига боғлиқ бўлади. Масалан, таркибида олтингургурт кўп мазут қўлланилса, якуний эритмада Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> нинг миқдори 40 г/л гача бўлиши мумкин.

## 12.2. Ферритли усулда натрий гидроксид олишнинг технологик схемаси

**48-расм.** Ферритли усул билан каустик сода олишнинг технологик схемаси (суялтирилган ишқорий эритма олиш бўлими):

1 – сода бункери; 2 – сода туширгичи; 3 – сода чанги бункери; 4 – энгли фильтр; 5 – темир оксид бункери; 6 – уяли затвор; 7 – вентилятор; 8 – темир оксид учун элеватор; 9 – аралашма элеватори; 10 – аралашма аралаштиргичи; 11 – электрфильтр; 12 – аралашма учун умумий бункер; 13 – аралашма учун лентали транспортёр; 14 – чанг камераси; 15 – феррит учоғи чангининг йиғгичи; 16 – аралашма бункери; 17 – аралашмани тарелкали таъминловчи; 18 – ферритли учоқ; 19 – мазутнинг қувурли қиздиргичи; 20 – феррит элеватори; 21 – феррит учун лентали транспортёр; 22 – феррит шнеки; 23 – феррит ишқорсизлантирувчиси; 24 – темир оксид учун лентали транспортёр; 25 – сундириш суюқлигининг баки; 26 – сундириш аппарати; 27 – темир йўлча; 28 – сода чанги учун вагонетка; 29,30,33 – сода чанги учун шнек; 31 – аралашма элеваторининг воронкаси; 32 – аралашма шнеки; 34 – хом ашёнинг тарелкали таъминловчиси.



Ферритли усул билан натрий гидроксид ишлаб чиқариш цехи қуйидаги иккита бўлимдан иборат: натрий гидроксид кучсиз эритмасини олиш ва кучсиз эритмаларни буғлатиш бўлими. Агар  $\text{NaOH}$  ни қаттиқ шаклда олишга зарурият бўлса, цехга учинчи суюқланиш бўлими қўшилади. Бундан ташқари, ферритни ишқорсизланиш ва темир оксидни ювиш учун сувни кимёвий тозалаш бўлими мавжуд.

48-расмда кучсиз эритма олишнинг қуйидаги операцияларидан иборат технологик схема келтирилган: сода ва темир оксиди аралашмасини тайёрлаш, натрий феррит олиниши билан ушбу аралашманинг қиздирилиши, кучсиз эритма олиниши билан натрий ферритнинг ишқорсизланиши.

### 12.2.1. Сода ва темир оксиди аралашмасини тайёрлаш

Сода сарфлаш бункери (1) устида ўрнатилган туширгичга (сепаратор) (2) пневмотранспорт билан кальцинация цехидан кальцинацияланган сода берилади. Содадан ажратилган ҳаво энгли филтрларда (4) сода чангидан тозаланади ва вентилятор (7) билан атмосферага чиқариб юборилади. Энгли филтрлардан (4) затвор (6) орқали сода чанги сарфлаш бункерига (3) тўқилади. Шу бункернинг ўзига сода чанги ва ферритли печдан ёқилғи газлар билан олиниб кетаётган майда темир оксиди берилади. Элеватор (8) ва транспортёр (24) билан ишқорсизланиш аппаратидан бункерга (5) ювилган темир оксиди тушади.

Бункерлардан (1,3,5) кальцинацияланган сода, сода чанги ва темир оксидлари тарелкали дозаторлар (34) билан шнекка (32) ва ундан кейин аралашманинг аралаштиргичига (10) келиб тушадилар. Қаттиқ компонентлардан ташқари аралаштиргичга (10) буғлатиш бўлиmidан аралашмани намлаш учун таркибида кам миқдорда  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ва  $\text{NaOH}$  мавжуд бўлган кучсиз суюқлик берилиши мумкин. Тайёр



аралашма аралаштиргичдан (10) воронкага (31) чиқарилади ва чўмичли элеватор билан тайёр аралашманинг бункерига (12) берилади.

### **12.2.2. Натрий феррит олиниши билан аралашманинг киздирилиши**

Ферритли печнинг юклаш бункерига (16) тақсимлайдиган транспортёрга (13) бункердан (12) тайёр аралашма тўкилади. Бункердан (16) тарелкали таъминловчи (17) билан тайёр аралашма ферритли печга (18) берилади. Ушбу схемада аралашмани киздириш учун дастлаб киздиргичда (19) киздирилган мазут қўлланилади. Ёқилғи сифатида табиий газ ҳам қўлланилиши мумкин. Бу ҳолда тоза маҳсулот олиниши ва печни эксплуатация қилиш учун персоналнинг яхши меҳнат шaroитлари таъминланади. Ферритли печнинг максимал температураси 1000°C. Натрий ферритнинг суюқланиш температураси 1300°Cдан юқори бўлгани учун ферритли печнинг узунлиги бўйича қаттиқ ва тўкилувчан шаклда бўлади.

Ёқилғи газлар ўзи билан кўп миқдорда сода чанги ва майда темир оксидини олиб кетадилар (15г/м<sup>3</sup> ёки 400 кг/т каустик сода). Ёқилғи газларни чангдан тозалаш учун улар кетма-кет газоход (15), чангли камера (14), электрфилтрлардан (11) ўтказилади ва тутун торгич билан атмосферага ташланади. Электрфилтр (11) ва чангли камерадан (14) чиққан сода ва темир оксиди шнектар (29,30) билан элеваторга (33) ва ундан кейин бункерга (3) берилади. Газоход (15) тўплагичларидан сода чанги вақти-вақти билан вагонетларга (28) тушарилади ёки бункерга (5) бериладиган темир оксиди билан лентали транспортёрга (24) туширилади.

### **12.2.3. Натрий ферритнинг сўндирилиши ва ишқорсизланиши**

Печда ҳосил бўлган натрий феррит 900–950°Cда сўндириш аппаратига (элеваторнинг (20) насткки қисмига) берила-

ди. Феррит билан бир вақтда сўндириш аппаратиغا кучсиз суюқлик ва сув берилади. Сувнинг миқдори унинг сўндирилиши ва  $105-110^{\circ}\text{C}$  гача совитилишига етарли бўлиши керак. Намлиги 20% бўлган сўндирилган феррит элеватор (20) билан транспортёрга (21) ва ундан кейин шнекка (22) берилади, кейинчалик натрий ферритнинг ишқорсизлаш аппаратиغا юриши ва унга юкланиши расмда кўрсатилмаган.



**49-расм.** Ишқорсизлантиргичлар батареясида суюқликнинг юриш схемаси.

Ишқорсизланиш учун батареяни ташкил қиладиган олти аппарат хизмат қилади. Бундан ташқари, қўшимча иккита ишқорсизланиш аппарати мавжуд (49-расм). Уларнинг биттасига (қаторда саккизинчи) янги натрий феррит берилади, иккинчиси эса (қаторда биринчи) ювилади. Темир оксиднинг ювилиши натижасида ҳосил бўлаётган кучсиз суюқлик ишқорсизланиш аппаратида (1) сув тозалашга юборилади.

Ферритнинг ишқорсизланиши тозаланган сув (тозалаш поғонасидан ўтган сув) билан амалга оширилади ва энг яхши ювилган темир оксиди билан ишқорсизланиш аппаратида берилади. Кетма-кет 3–7 ишқорсизланиш аппаратларидан ўтгандан кейин (схемада ишқорсизланиш аппарати (2))  $\text{NaOH}$  билан бойитилади. Натижада таркибида 350–360 ч/л  $\text{NaOH}$  мавжуд кучсиз эритма ҳосил бўлади ва у ишқорланиш аппаратида (7) тиндиргич-декантаторга юборилади.

Кучсиз эритма чиқарадиган ишқорсизланиш аппарати-нинг иш давомийлиги тахминан 20 минутни ташкил қилади. Барча ишқорсизланиш аппаратлар коммуникациялар билан уланган. Бунинг ҳисобига тозаланган сув хоҳлаган ишқорсизланиш аппаратига юборилиши мумкин ва улар батареяга хоҳлаган кетма-кетликда киритилиши мумкин. Ҳар бир ишқорсизланиш аппарати даврий ишлайди ва феррит юклаш, ишқорсизланиш, ювиш, оксидни чиқариш операцияларидан ўтади. Умуман олганда батарея қарама-қарши узлуксиз ишлайди, яъни янги тозаланган сув ишқорсизланиш аппаратига энг кўп қайта ишланган феррит билан келади, кейин камроқ ишқорсизланган феррит билан ишқорсизланиш аппаратларидан кетма-кет ўтади ва янги феррит билан юкланган ишқорсизланиш аппаратидан чиқади. Шундай қилиб, ҳар бир ишқорсизланиш аппарати ҳар 20 минутда суюқлик йўналиши бўйича ўзининг тартиб рақамини ўзгартиради.

Ишқорсизланишнинг йўналиши бўйича суюқликдаги NaOH ва NaCO<sub>3</sub> лар концентрацияларининг алоҳида ишқорсизланиш аппаратларида ўзгаришини қуйидаги маълумотлар билан тавсифлаш мумкин, (г.л):

NaOH	3,3	6	11,3	20,5	59,5	139	360
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,8	2,4	7,9	45,5	225,5	155,5	30,5

Суюқлик юришининг йўналиши бўйича охириги ишқорсизланиш аппаратларида одатда Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> чўкмага тушади, чунки NaOH концентрацияси ошиши билан унинг эрувчанлиги камаяди. Каустификация даражаси нормадан кам бўлганида кристалланаётган соданинг миқдори жуда ҳам кўпайиб кетиб қолади ва ишқорсизланиш аппарати текилиб қолиб у нормал ишламайди. Бунинг олдини олиш учун ферритнинг таркибида Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> нинг миқдори 3% дан оширилмайдиган каустификация даражасини ушлаб туриш керак.

Ишқорсизланиш аппаратидан маҳсулот чиқариш учун ўтирилиш вақти қолади (2-ишқорсизланиш аппарати, 52-

расм) декантаторларга берилётган эритмадаги NaOH нинг концентрацияси билан аниқланади. Ушбу концентрация 350–330 г/л гача пасайиши билан ишқорсизланиш аппаратидан (7) эритма чиқарилиши тўхтатилади ва у янги натрий феррит билан тўлдирилган ишқорсизланиш аппарати (8) ва ундан кейин декантаторга берилади. Шунинг билан бир вақтда ишқорсизланиш аппарати (2) ҳам ўчирилади, кучсиз суюқлик чиқариш учун темир оксид чиқарилишга кўйилади.

Ишқорсизланиш аппаратига (3) тозаланган сув берилиши бошланади. Темир оксиддан озод қилинган ишқорсизланиш аппаратига (1) янги натрий феррит берилади. Декантаторларга келаётган кучсиз эритма тиндирилади ва буғлатиш бўлимига юборилади. Шлам тўплагичда йиғилади, филтрланади ва ювилади. Филтрат ва ювиш сувлари намакоб тозалаш бўлимига келади ва шлам чиқинди сақлагичга юборилади.

#### 12.2.4. Кучсиз эритмаларнинг буғлатилиши

Кучсиз эритмаларни буғлатиш бўлимининг технологик схемаси намунавий ҳисобланади. Суюқ товарли маҳсулот олиш учун иккита буғлатиш аппарати етарли бўлади. Буғлатиш жараёнида NaOH нинг концентрацияси 350–360 дан 620–660 г/л гача ошади. Шунга мувофиқ сода ва натрий сульфатларнинг эрувчанлиги камаяди ва улар каттиқ фазага ажралиб чиқадилар. Шунинг учун иккинчи корпусдан кейин натрий гидроксид вакуум-филтрларга юборилади.

Вакуум-филтрдан чиқарилаётган чўкма ювилмайди ва шунинг учун унинг таркибида ўртача 21% гача NaOH мавжуд бўлади. Ушбу чўкма вакуум-филтрларнинг аралаштиргичига берилади ва бу ерга кучсиз суюқлик кўшилади. Ҳосил бўлган суспензия центрифугага узатилади. Центрифугадан кейин ювилган чўкманинг таркибида тахминан 4% NaOH бўлади. Ишқорни тўлиқ утилизация қилиш учун ушбу чўк-

ма сода ишлаб чиқаришидаги намакоб тозалаш бўлимида қўлланилади. Таркибида 300 г/л NaOH мавжуд филтрат ишқорсизланиш аппаратида декантаторларга берилётган кучсиз эритма билан аралашади.

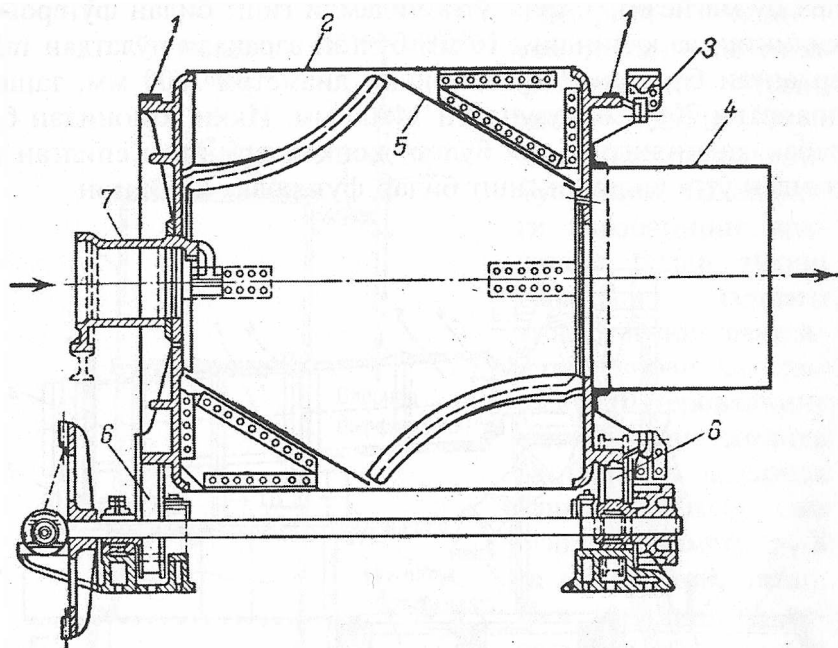
Вакуум-филтратлардан кейин филтрат иккита ишлаётган декантаторларга берилади ва бу ерда температура пасайиши натижасида тузларнинг қўшимча миқдори ажралиб чиқади. Иккинчи декантаторнинг оқизгичидан чиққан тиндирилган эритма тайёр маҳсулот бўлади ва марказдан қочма насос билан сақлагичга юборилади. Қаттиқ маҳсулот олиш учун NaOH нинг эритмаси тузлар ажратилганидан кейин буғлатишнинг иккинчи поғонасига келади ва бу ерда вакуумда ишлаётган битта буғлатиш аппарати мавжуд. Ушбу аппаратда NaOH нинг концентрацияси 660 дан 1050 г/л гача ошади. Бундай маҳсулот суюкланиш бўлимига берилади.

### **12.3. Ферритли усулда натрий гидроксид ишлаб чиқаришнинг асосий аппаратураси**

50-расмда сода ва темир оксидининг аралаштирувчиси кўрсатилган.

Аралаштирувчи қалинлиги 12 мм Ст.3 марка варақали пўлатдан тайёрланган горизонтал барабандан (2) иборат. Барабанда роликларга (6) таянган иккита бандаж (1) кийилган ва венецли шестерня (3) билан мустаҳкамланган. Шестерня узатиш системалари электрюритгичга уланган (расмда кўрсатилмаган).

Горизонтал барабаннинг (2) ичида қияли барабан (5) монтаж қилинган. Бўғиздаги (4) чиқиш тешигининг диаметри 1100 мм, бўғиз (4) ва горизонтал барабаннинг (2) ўкига нисбатан эксцентрик жойлашган бўлади. Шунинг учун аралаштирувчидан аралашманинг чиқарилиши даврий амалга оширилади (қачонки чиқариш тешиги пастки ҳолатда бўлса). Шундай қилиб, айланишнинг s қисми аралаштиришга, j қисми эса чиқаришга ишлайди.



50-расм. Аралаштирувчи:

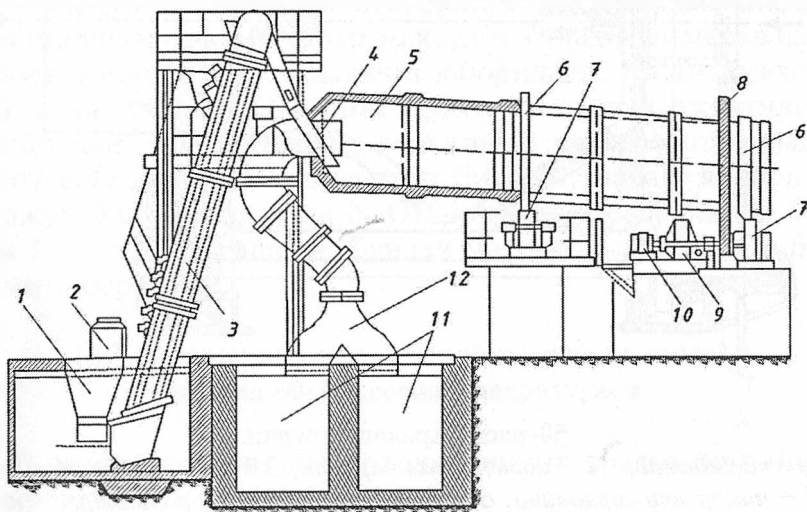
1 — бандажлар; 2 — горизонтал барабан; 3 — венецли шестерня; 4 — чиқарувчи горловина; 5 — қияли барабан; 6 — роликлар; 9 — юкловчи горловиша.

Аралаштиргичнинг айланиш тезлиги катта эмас ва 2,5 айл/мин ташкил қилади. Аралаштирувчининг ичида материал мураккаб юриши натижасида аралашининг самарасига эришилади. Горизонтал барабаннинг диаметри ва узунлиги 2680 ва 2510 мм ни ташкил қилади, қияли барабанники эса 2300 ва 2530 мм. Чиқариш бўғизнинг (4) узунлиги 1200 мм ва диаметри 1480 мм бўлади.

Кўрсатилган ўлчамлардаги аралаштирувчининг унумдорлиги тахминон 6 т/с 92 % ли NaOH ни ташкил қилади (35 т/с гача).

51-расмда ферритли печ кўрсатилган. Тайёр аралашма транспортёрдан (2) бункер—дозаторга (1) келади ва аралашма элеватори (3) билан ферритли печга (5) берилади. Ферритли

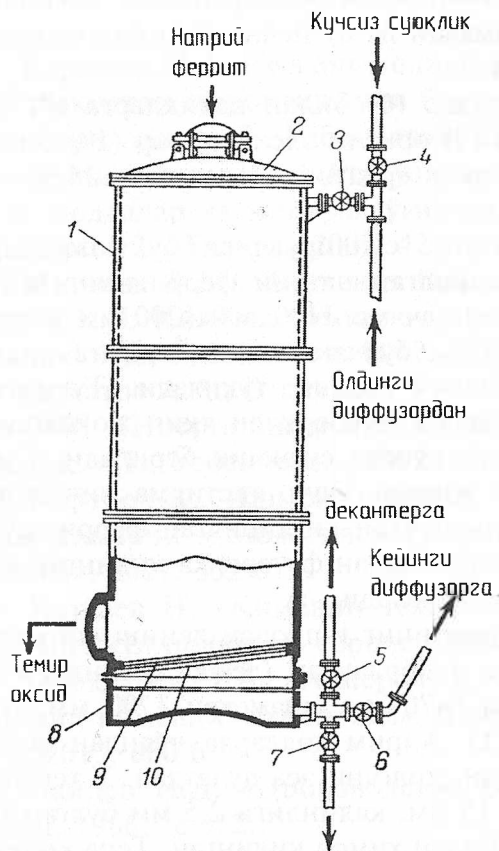
печ бу магнетит — хром ўтга чидамли фишт билан футеровка қилинган ва қалинлиги 16 мм бўлган варақали пўлатдан тайёрланган барабан. Печнинг ички диаметри 1700 мм, ташқи диаметри 2000 мм, узунлиги 14800 мм. Икки томонидан барабан қалинлиги 25 мм бўлган қопқоқлар билан ёпилган ва ичидан ўтга чидамли фишт билан футеровка қилинган.



**51-расм. Ферритли ўчоқ:**

1 — бункер-дозатор; 2 — аралашма транспортёри; 3 — элеватор; 4 — элеватор хоботи; 5 — ферритли ўчоқ; 6 — бандажлар; 7 — таянч роликлар; 8 — венецли шестерня; 9 — редуктор; 10 — электр юритгич; 11 — чанг камералари; 12 — ёқилғи газларни чиқариш учун қувур.

Мазутли ёки газли ёқилғичлар киритиш, ҳаво бериш, ёниш жараёнини кузатиш учун материал чиқариш томонидаги қопқоқда диаметри 400 мм бўлган тешик мавжуд. Ёқилғи газларни чиқарадиган қувурни ва элеватор хоботини (4) киритиш учун юклаш томонидан қопқоқда диаметри 650 мм бўлган тешик мавжуд. Қимирламайдиган қувурнинг айланаётган қопқоғи билан зичланиши сальниклар ёрдамида амалга оширилади.



52-рaсм. Ишкорсизлантиргич:

1 — цилиндрли резервуар; 2 — сферали қопқоқ; 3—7 — вентиллар; 8 — бочка-база; 9 — калосикли панжара; 10 — сеткалар.

барабан айланиш тезлиги ва ёнаётган ёқилғининг миқдорига боғлиқ бўлади, демак берилаётган ҳавонинг миқдори, ўз навбатида у печдаги ҳосил бўлаётган тортилишга боғлиқдир. Масалан, 15—20 мм.сув.уст. вакуумда печнинг унумдорлиги тахминан 14,2 т/сут 92%ли NaOH ни, 35—40 мм.сув.уст. вакуумда эса унумдорлиги 17 т/суткани ташкил қилади.

Тушириш тешиги томонидан печнинг футеровкаси тўсиқ ҳосил қилиш учун қалинлаштирилган. Тўсиқнинг баландлиги барабanning аралашма билан тўлиш даражаси печдаги унинг бўлиш вақтларига биноан аниқланади. Футеровканинг қалинлашган жойида ва барабан деворида ўлчами 150x400 мм бўлган диаметрал 8 та дераза жойлашган. Печ айланишида деразалардан тарновга киздирилган феррит тўкилади ва ундан кейин сўндиришга юборилади.

Ферритли печ 4,75—5,8 айл/ мин тезлик билан айланади ва материал тушириш томонга 1—3° қия жойлашган. Ферритли

печнинг унумдорлиги



Вакуумнинг кучайтирилиши натижасида печдан газ билан чанг олиб кетилиши камаяди ва бу печнинг унумдорлигига салбий таъсир кўрсатади.

Ферритли печ бандажлар (6) билан роликларга (7) таъянган бўлади. Редуктор (9) орқали электромотор (10) билан уланган венечли шестерня ёрдамида печнинг айланиши амалга оширилади.

Киздирилган ферритнинг сўндирувчиси бу кожухнинг пастки қисми ёки сўндирилган натрий ферритнинг қабул бункеридир. Бункер — бу ўлчами 1100x400x1200 мм бўлган пўлатдан тайёрланган тўғри бурчакли камера. Унга қияли тарнов бўйича киздирилган феррит тўкилади. Туташган идишлар принципи бўйича қувур орқали яқин жойлашган резервуардан сўндиргичга кучсиз суюқлик берилади. Сўндиргични герметизация қилиш учун қистирма зичланиш хизмат қилади. Ферритли печдан киздирилган феррит сўндиргичга ўтга чидамли гишт билан футеровка қилинган қияли пўлатли тарнов орқали келади.

52-расмда натрий ферритнинг ишқорсизланиш аппарати кўрсатилган. Бу чўяндан тайёрланган (девор қалинлиги 25 мм) умумий баландлиги 5470 мм, диаметри 1700 мм бўлган цилиндрли идиш (1). Айрим ҳолларда чўяндан фақат пастки бочка тайёрланади, қолгани эса пўлатдан. У тепадан тешиклар диаметри 10—15 мм, қалинлиги 2,5 мм бўлган тешилган пўлатли варақа билан ҳимоя қилинган. Тепа қопқоқ (2) ёрдамида натрий ферритнинг кирилиши амалга оширилади. Ишқорсизланиш аппарати учун суюқликнинг оқимларини керакли йўналишларга юборишни вентиллар (4—8) таъминлайди. Ишқорсизланиш аппарати суюқлик билан тўлдирилишида люкдаги (2) кран ёрдамида ҳаво чиқарилади (кран расмда кўрсатилмаган). Аппаратнинг умумий ҳажми 8,41 м<sup>3</sup>, бочка-базанинг (9) ҳажми умумий ҳажмнинг 10% ни ташкил қилади.

## Адабиётлар

1. Каримов И.А. «Жаҳон молиявий иқтисодий инқирози, Ўзбекистон шароитида уни бартараф этишнинг йўллари ва чоралари». –Т., Ўзбекистон, 2009.
2. Ф.М.Мирзаев, Т.А.Атакузиев, Ш.А.Якубов. «Ноорганик моддалар ва минерал ўғитлар технологияси». Ўқув қўлланма. –Т., Талқин. 2007. 424 б.
3. Мирзаев Ф.М., Линкевич В.А., Атакузиев Т.А., Мирзакулов Х.Ч. Кимёвий технологиянинг назарий асослари. Дарслик. –Т., Ўзбекистон, 2012. 134 б.
4. Исматов А.А., Отакузиев Т.А., Исмоилов Н.П., Мирзаев Ф.М. «Ноорганик моддалар кимёвий технологияси». Дарслик. –Т., Ўзбекистон, 2002. 336 б.
5. Гофуров К., Шамсиддинов И. «Минерал ўғитлар ва тузлар кимёвий технологияси». Дарслик. –Т., «Фан ва технология», 2007. 352 б.
6. Катгаев Н. «Кимёвий технология». Ўқув қўлланма. –Т., Янгийўл полиграф сервис, 2008. 432 б.
7. Атакузиев Т.А., Ахмеров К.А., Туробжонов С.М. «Умумий кимёвий технология». Дарслик. –Т., Нисо полиграф, 2013. 600 б.
8. Зайцев И.Д. «Производство соды». Учебник. –М., Химия, 1986. -с.312.
9. Крашинников С.А. Технология соды. Учебник. –М., Химия, 1988. -с.304.
10. Линкевич В.А. Технология соды. Учебное пособие. –Т., Узкимёсаноат, 2002. -с.156.
11. Акметов Т.Г. Химическая технология неорганических веществ. Учебник. –М., Высшая школа, 2002. -с.688.
12. Соколов Р.С. Химическая технология. Учебное пособие. –М., Владос. 2000. -с.316.
13. Атакузиев Т.А., Искандарова М., Атакузиев Э.Т. Жиҳозлар ва лойиҳалаш асослари. Дарслик. –Т., ЎзФМИ. 2010. 320 б.

14. Атакузиев Т.А., Атакузиев Э.Т. Кимё саноати корхоналарини лойиҳалаш асослари. Дарслик. –Т., ТКТИ, 2004. 88 б.

15. Шохин И.Н., Крашинников С.А. Технология соды. Учебное пособие. –М., Химия, 1975. –с.288.

16. Шохин И.Н., Крашинников С.А. Производство кальцинированной соды и очищенного бикарбоната натрия. Учебник. –М., Высшая школа. 1972. –с.332.

17. Позин М. Технология минеральных удобрений. Учебник. –М., Химия, 1986. –с.336.

18. Нурмухамедов Х.С., Нигмаджонов С.К., Абдуллаев А.Ш., Аскарлова А.Б., Рамбергенов А.К., Каримов К.Ф. Кимё ва нефть саноатлари машина ва қурилмаларини ҳисоблаш ва лойиҳалаш. Ўқув қўлланма. –Т., Фан ва технологиялар, 2008. 351 б.

19. Ибрагимов Р.И., Эркаев А.У., Якубов Р.Я., Туробжонов С.М. Калий хлорид технологияси. Ўқув қўлланма. –Т., Мухаррир, 2010.

20. Ибрагимов Г.И., Якубов Р.Я., Рамбергенов А.К., Туробжонов С.М., Тоиров З.К. О некоторых проблемах работы Кунградского содового завода и путях их решения// Международная конференция по химической технологии. Тез.докл. –Т., 2007. –с.243-244.

21. Якубов Р.Я., Эркаев А.У., Рамбергенов А.К., Тоиров З.К. Опытные промышленные испытания использования слобого печного газа в производстве кальцинированной соды // Химическая технология, контроль и управление. –Т., 2007 – №6-с.16-20.

22. Ибрагимов Г.И., Якубов Р.Я., Рамбергенов А.К., Туробжонов С.М., Эркаев А.У., Тоиров З.К. Основные проблемы технологии Кунградского содового завода и пути их решения // Кимё ва кимё технологияси. –Т., 2007. – №4-с.2-5.

23. Ибрагимов Г.И., Якубов Р.Я., Рамбергенов А.К., Туробжонов С.М., Эркаев А.У., Тоиров З.К. Основные

технологии производства кальцинированной соды на Кунградском содовом заводе // Кимё ва кимёвий технологияси. –Т., 2008. – N1, -с.2-3.

24. Рамбергенов А.К., Якубов Р.Я., Эркаев А.У. Влияние технологических параметров на выдувание аммиака изосаждительных колонн при подаче низкоконтрированного печного газа // Кимё ва кимёвий технологияси. –Т., 2009. – N1, -с.11-13.

25. Титов В.М., Карпов В.Г., Иванов Ю.А., Лобастов С.А. Способ получения кальцинированной соды // Патент на изобретение Российской Федерации N 2283280 от 10.09.2006.

26. Титов В.М., Карпов В.Г., Иванов Ю.А., Лобастов С.А. Способ получения кальцинированной соды // Патент на изобретение Российской Федерации N 2283074 от 26.04.2005.

27. Иванов Ю.А., Лобастов С.А. Основные пути развития производства кальцинированной соды Стеритамакского ОАО «Сода» // Химическая промышленность сегодня. – N5. -2005. -с.15-16.

28. Молганов В.И., Зуев С.М., Зозуля О.Ф., Михайлова О.М., Кривомлин В.О., Михайлов В.Ф. Способ карбонизации аммонизированного рассола в процессе получения кальцинированной соды аммиачным методом // Патент Украины N70331 от 13.10.2004.

29. Лечев П.И., Молганов В.И., Титов В.М., Воронин А.Б. Способ карбонизации аммонизированного рассола в производстве кальцинированной соды аммиачным методом и карбонизационная колонка для его осуществления // Патент Украины N67770 от 15.07.2004.

30. Титов В.М., Воронин А.В., Карпов В.Г., Зозуля О.Ф., Гараев А.Т., Даскалов Б.В., Михайлов В.Ф. Способ карбонизации аммонизированного рассола в производстве кальцинированной соды аммиачным методом и карбонизационная колонка для его осуществления //

Патент на изобретение Российской Федерации N2258034 от 10.08.2005.

31. Ермилова Н.В. Исследование работы реконструированных карбонизационных колонн содового производства // Химическая промышленность сегодня. – N5. -2005. –с.17-19.

32. Молчанов В.И., Олесюк В.И., Кухтенков К.М., Барановский А.А., Русина Е.Л., Титов В.М., Воронин А.В., Карпов В.Г., Гараев А.Т., Лобастов С.А., Иванов Ю.А. Способ регулирования концентрации сульфид-иона в аммиачном цикле производства кальцинированной соды// Патент на изобретение Российской Федерации N2209180 от 27.07.2003.

Кириш .....	3
<b>1-боб. Аммиакли усул билан сода ишлаб чиқаришнинг принципиал технологик схемаси. Хом ашё ва ёрдамчи материаллар .....</b>	<b>9</b>
1.1. Аммиакли усул билан сода ишлаб чиқаришнинг принципиал технологик схемаси .....	9
1.2. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришдаги қўлланиладиган хом ашё.....	11
1.2.1. Ош тузи.....	11
1.2.2. Нефелин .....	14
1.2.3. Табиий сода.....	14
1.2.4. Карбонатли хом ашё .....	14
<b>2-боб. Оҳак ва углерод диоксиднинг олиниши .....</b>	<b>16</b>
2.1. Карбонатли хом ашёнинг куйдириш жараёнининг физик-кимёвий асослари.....	16
2.2. Оҳак ва углерод диоксид ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси .....	23
2.3. Оҳакли печлар бўлимининг асосий аппаратураси.....	25
<b>3-боб. Оҳакли сутнинг олиниши .....</b>	<b>27</b>
3.1. Оҳак сўндиришнинг физик-кимёвий асослари .....	27
3.2. Оҳакли сут олишнинг технологик схемаси .....	30
3.3. Оҳакли сут бўлимининг асосий аппаратураси .....	32
<b>4-боб. Хом намакобнинг дастлабки тозаланиши.....</b>	<b>34</b>
4.1. Қўшимчалардан намакоб тозаланишнинг физик-кимёвий асослари.....	34
4.2. Намакоб тозалаш бўлимининг технологик схемаси.....	41
4.3. Намакоб тозалашнинг асосий аппаратураси .....	43
<b>5-боб. Тозаланган намакобнинг аммонийланиши.....</b>	<b>45</b>
5.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари.....	45
5.2. Абсорбция бўлимининг технологик схемаси .....	54
5.3. Абсорбция бўлимининг асосий аппаратураси .....	56
<b>6-боб. Аммонийлашган намакобнинг карбонизацияси.....</b>	<b>61</b>
6.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари.....	61

6.2. Карбонизация бўлимнинг технологик схемаси .....	73
6.3. Карбонизация бўлимнинг асосий аппаратураси .....	79
<b>7-боб. Бикарбонат суспензиянинг филтрацияси.....</b>	<b>84</b>
7.1. Филтрация жараёнининг назарий асослари .....	84
7.2. Филтрация бўлимнинг асосий аппаратураси .....	86
<b>8-боб. Натрий бикарбонатнинг кальцинацияси .....</b>	<b>88</b>
8.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари.....	88
8.2. Кальцинация бўлимнинг технологик схемаси.....	92
8.3. Кальцинация бўлимнинг асосий аппаратураси .....	95
<b>9-боб. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришда аммиакнинг регенерацияси .....</b>	<b>98</b>
9.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари.....	98
9.2. Дистилляция бўлимнинг технологик схемаси .....	103
9.3. Дистилляция бўлимнинг асосий аппаратураси .....	106
9.4. Оғир соданинг ишлаб чиқарилиши .....	112
<b>10-боб. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқаришнинг ривожланиш йўналишлари .....</b>	<b>115</b>
10.1. Кальцинацияланган сода ишлаб чиқариш технология ва техникасини жадаллаштириш .....	115
10.2. Кальцинацияланган сода ва аммоний хлорид ишлаб чиқарилиши .....	117
10.3. Кальцинацияланган сода ва кальций хлорид ишлаб чиқарилиши .....	120
<b>11-боб. Каустик сода олишнинг оҳакли усули .....</b>	<b>125</b>
11.1. Кириш.....	125
11.2. Жараённинг физик-кимёвий асослари.....	126
11.2.1. Каустификация .....	126
11.2.2. Шламнинг ажратилиши ва ювилиши .....	131
11.2.3. Кучсиз эритмаларни концентрлаш. Буғлатиш бўлими ...	137
11.2.4. Натрий гидроксиднинг суюқланиши .....	140
11.3. Оҳакли усулда натрий гидроксид ишлаб чиқаришнинг технологик схемаси .....	142
11.3.1. Каустификация бўлими.....	142
11.3.2. Буғлатиш бўлими .....	145

11.3.3. Каустик соданинг суюқланиш бўлими .....	147
11.4. Оҳакли каустик сода цехининг асосий аппаратураси .....	150
<b>12-боб. Натрий гидроксид олишнинг ферритли усули .....</b>	<b>155</b>
12.1. Жараённинг физик-кимёвий асослари .....	155
12.1.1. Натрий феррит олиниши .....	155
12.1.2. Натрий ферритнинг сундирилиши ва ишқорсизланиши .....	164
12.2. Ферритли усулда натрий гидроксид олишнинг технологик схемаси .....	166
12.2.1. Сода ва темир оксиди аралашмасини тайёрлаш .....	167
12.2.2. Натрий феррит олиниши билан аралашманинг қиздири- лиши .....	168
12.2.3. Натрий ферритнинг сундирилиши ва ишқорсизланиши .....	168
12.2.4. Кучсиз эритмаларнинг буглатилиши .....	171
12.3. Ферритли усулда натрий гидроксид ишлаб чиқаришнинг асосий аппаратураси .....	172
Адабиётлар .....	177



З.К. Тоиров, О.Х. Панжиев,  
О.Н. Бозоров, А.Н. Бобокулов

## НООРГАНИК МОДДАЛАР КИМЁВИЙ ТЕХНОЛОГИЯСИ

Муҳаррир *М. Турсунова*  
Мусаххих *Ҳ. Закирова*  
Дизайнер-саҳифаловчи *Ҳ. Абдуллаев*

«FAYLASUFLAR» нашриёти.  
100029, Тошкент шаҳри, Матбуотчилар кўчаси, 32-уй.  
Тел.: 239-88-61.

Нашриёт лицензияси: АИ №255, 16.11.2012.

Босишга рухсат этилди 12.07.2018. «Uz-Times» гарнитураси.  
офсет усулида чоп этилди. Қоғоз бичими 60x84  $\frac{1}{16}$ . Босма табоғи  
11,5. Нашр ҳисоб табоғи 12,0. Адади 100 нусха. Буюртма № 1.

«FAYLASUFLAR» МЧЖ босмаҳонасида чоп этилди.  
Манзил: Тошкент шаҳри, Матбуотчилар кўчаси, 32-уй.