

Қ.И. СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАК
ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ
УНИВЕРСИТЕТІ



ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

БЕЙОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАРДЫҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ




«Қорғауға жіберілді»
БЗХТ кафедре меңгерушісі
Н.М. Жунусбекова
12 мамыр 2019

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА


Тақырыбы: «ААҚ Павлодар сода жағдайында өнімділігі 80 мың т/жыл
кальциленген сода өндіру схемін жобалау»

оқу бағдарламасы 5В072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық
технологиясы»

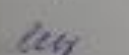
Орындаған

 А.О. Ержан

Ғылыми жетекшісі

 т.ғ.к. ассис. профессор
Б.К. Мустахимов

Норма бақылау

 Ш.У. Мырзабекова

Алматы 2019__

РЕФЕРАТ

Кальцинирленген сода өндірісте көптеген салаларда және тұрмыста да кеңінен қолданылады. Кальцинирленген сода өндірісте натрий бикарбонатын, каустикалық соданы және натрийдің басқа да тұздарын алуға жұмсалады. Сол сияқты ол түсті және қара металлургияда, мұнай, тамақ, целлюлоза қағаз, тоқыма және басқа да өндіріс салаларында қолданылады.

Бұл дипломдық жұмыста кальцинирленген соданы алудың аммиакты әдісі қарастырылған. Өндірістің әрбір сатысы талдап қарастырылды. Әрбір сатының физикалық-химиялық негіздері, технологиялық нұсқалары берілді, негізгі аппараттар және олардың жұмыс істеу мүмкіндіктері сипатталды.

Дипломдық жоба 31 бет, 7-кесте, 3-сурет және 4-қосымшадан тұрады

РЕФЕРАТ

Кальцинированная сода широко применяется во многих отраслях промышленности, а также для бытовых нужд. Основными потребителями кальцинированной соды являются цветная и черная металлургия, нефтяная, пищевая, целлюлознобумажная, текстильная и другие отрасли промышленности.

В данной дипломной работе рассмотрены основы проектирования технологий кальцинированной соды аммиачным способом. Рассмотрены отдельные стадии производства. Приведены физико-химические основы каждой стадии, даны технологические схемы, описаны основная аппаратура и режим ее работы.

Дипломный проект состоит из 31 страниц, 7-таблицы, 3-рисунки и 4-приложении.

ABSTRACT

Soda ash is widely used in many industries, as well as for household needs. Soda ash is used in the chemical industry to produce sodium bicarbonate, caustic soda and other sodium salts, glass, aniline and paint production. The main consumers of soda ash are non-ferrous and ferrous metallurgy, oil, food, textile and other industries. This thesis discusses the basics of designing technologies of soda ash ammonia method. Separate stages of production are considered. Physical and chemical bases of each stage are given, technological schemes are given, the basic equipment and the mode of its operation.

The diploma project consists of 31 pages, 7-table, 3-figure and 4-Annex.

МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	6
1	Кальцинирленген сода алу технологиясы	7
1.1	Сода өндірісінің негізгі әдістері	7
1.2	Амиактік әдіс. Техникалық-экономикалық бағалау	7
1.3	Кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен өндіру	10
1.3.1	Абсорбция бөлімінің технологиялық жобасы	11
1.3.2	Карбонизациялау станциясы	13
1.3.3	Сүзу үдерісі және натрий бикарбонатын кальцинациялау	14
1.3.5	Дистилляция бөлімі	15
2	БАС ЖОСПАР	16
3	ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ БӨЛІМ	17
3.1	Na_2CO_3 -ті алу технологиясының сипаттамасы	17
3.2	Бастапқы ерітіндіні тазалауды есептеу	19
3.3	Абсорбция бөлімінің есептелуі	24
3.4	Карбонизациялық колоннаның есептелуі	27
	ҚОРЫТЫНДЫ	30
	ПАЙДАЛАНҒАН НЕГІЗГІ ӘДЕБИЕТТЕР	31
	ҚОСЫМШАЛАР	32

КІРІСПЕ

Сода өндірісінде көп мөлшерде натрий тұздары Na_2CO_3 -кальцинирленген сода, NaHCO_3 -ас содасы, $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ кристалданған сода және NaOH -каустикалық сода түрінде шығарылады. Осылардың ішінде химиялық өнеркәсіпте әртүрлі өнімдер және басқа заттарды алуға негізгі шикізат ретінде ең көп қолданылатыны да, көп өндірілетіні де кальцинирленген сусыз сода.

Na_2CO_3 -ақ түсті ұнтақ, суда жақсы ериді. Ол шыны өнеркәсібінде, ауыр әне жеңіл өнеркәсіпте, мұнай өнімдерін тазалауда, целлюлоза-қағаз өнеркәсібінде, сабын, лак, бояу жасау, тамақ өнеркәсібінде, металлургияда, кір алғыш зат ерітіндісін жасауда, $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ алуға т. б. салаларда қолданылады.

Аммикаты әдіспен Na_2CO_3 алу технологиясы өте күрделі үдерісс және бірнеше сатыдан тұрады. Осыған қарамастан Na_2CO_3 алуға қолданылатын шикізаттар өте арзан және Қазақстанда жиі кездеседі. Мысалы ас тұзы (тұздық) әртүрлі терең көл, өзен, теңіз, мұхит суларында, әсіресе Эльтон көлінде, Тобылғысай, Шөладыр т. б. жерлерде кездеседі.

Осы дипломдық жобада кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен алу технологиясы қарастырылған.

1 Кальцинирленген сода алу технологиясы

1.1 Сода өндірісінің негізгі әдістері

Кальцинирленген сода (натрий карбонаты) өте ерте кезден белгілі. Оны Египетте және басқа да кейбір елдерде теңіз және тұзды көлдердің өсімдіктерінің күлінен алып отырған. Негізінен әйнек өндірісінде және жуатын зат ретінде пайдаланған. XVIII-ші ғасырдың аяғында оның өсіп жатқан қажеттілігі соданы алудың басқа да әдістерін іздестіруге мәжбүр етті. 1775 жылы фр. фармацевті Леблан соданы алудың жаңа жолын ұсынды.



Сода негізінде көптеген натрий негізіндегі тұздарды мысалы NaHCO_3 , NaOH , NaSO_4 , NaHCO_3 және т. б. тұздарды, ал олардың басқа заттармен әрекеттесуі нәтижесінде көптеген химиялық заттарды ала бастады. Сондықтан да сода заводтары химия өндірісінің орталығы болды.

1865 ж. белгия инженері Сольве деген кісі өндірістік көлемде соданы алудың аммиактік әдісін жасап шығарды. Бұл әдістің соданы алудың басқа әдістеріне, мысалы Леблан әдісіне қарағанда мынандай артықшылығы бар: а) алынатын өнімнің жоғары сапасы; ә) өндірістің үздіксіз жұмыс жасауы; б) еңбектің жақсы жағдайы және жұмыс күшінің аз шығыны; в) жылу шығынының азаюы және т. б.

Қазіргі кезде бүкіл әлемде сода өндірісі оны алудың негізгі төрт әдісіне сүйенеді: аммиактік әдіс (натрий хлоридынан алынады), табиғи тұздан, нефелиннен және натрий гидрототығын карбонизациялау арқылы.

1.2 Аммиактік әдіс. Техникалық-экономикалық бағалау

Бұл әдістің бірнеше маңызды жетістіктері бар:

осы әдісті іске асыруға қажетті шикізаттар-ас тұзы және кальций карбонаты жеңіл алынатын, кең таралған арзан заттар.

Үдерістің негізгі реакциялары аса жоғары емес температурада (100°C) және атмосфералық қысымда өткізіледі; әдістің жақсы зерттелінгендігі және технологиялық үдерістердің бір қалыпқа келгендігі мен тұрақтылығы; алынатын өнімнің жоғары сапалылығы; кальцинирленген соданың салыстырмалы арзан өзіндік құны.

Аммиактік әдіспен алынатын соданың артықшылығынан басқа мынандай кемшіліктері де бар: бастапқы шикізатты пайдаланудың төменгі дәрежесі, мысалы (натрий бар жоғы $2/3$ дәрежеде, ал хлор мен кальций тіптен пайдаланылмайды); сұйық және қатты қалдықтардың жоюды, лақтыруды және ұзақ сақтауды қажет ететін үлкен мөлшерінің болуы; энергетикалық ресурстардың әжептеуір шығыны; сода өндірісін құру үшін қажетті капиталдың меншікті үлесінің үлкен болуы.

Аммиактік әдіс табиғи шикізаттарды комплексті пайдалануға деген талаптардың күшеюіне және қоршаған ортаны ыластандырудан сақтауға, сол сияқты энергия бергіштердің азаюы мен қымбаттануына байланысты одан да ары күшейіп отыр.

Сода өндірісінің аммиактік әдісін жетілдірудің жаңа жолы Жапонияда табылды. Ол әдісті Асахи әдісі деп атайды. Бұл әдіс энергияны бүкіл үдерісс бойына үнемдеуге мүмкіндік беріп шикізаттың шығынын азайтады. Бұдан басқа ол сода мен аммоний хлоридін бірлестіре өндіруге мүмкіндік беріп, аммиактік қондырғы негізінде сода өнімдерінің қатынастарын керекті шамаға реттеп отыруға мүмкіндік береді. Мұндай эффект жаңа түрдегі карбонизациялық қондырғыны және натрий гидрокарбонатын ажыратудағы соқпалы центрифуганы пайдалану негізінде мүмкін болып отыр.

Қазіргі кезде әлемдегі жобаланып жатқан, салынып жатқан және салынған сода заводтарының барлығы (табиғи соданың қазба орны бар АҚШ, Кения және Мексикадан басқа) аммиактік әдіске негізделген.

Кальцинирленген соданы табиғи содасы бар шикізаттан алу-аммиактік әдістің күшті конкуренті бола бастаған әлемдегі сода өндірісінің салыстырмалы жаңа саласы. Бұл әдіс баяғыдан белгілі, бірақ оның қанат жаюына 1938 ж. АҚШ-та аса бай трон ($\text{Na}_2\text{CO}_3\text{-NaHCO}_3\text{-2H}_2\text{O}$) қазбасының табылуы себепкер болып, ол осы шикізатты өңдеу технологиясының жылдам дамуына жол ашты.

Қазіргі кезде АҚШ-та кальцинирленген соданы екі түрлі негізгі әдіспен алады. Олар-сесквикарбонатты және моногидратты.

Бірінші әдіс бойынша ұнтақталған қазбаны қаныққан ерітінді алынғанша ерітіп, одан кейін оны тұндырып, сүзіп, органикалық бөтен бөлшектерден буландыру арқылы тазалайды да одан кейін суытады. Сесквикарбонат натрийдің түскен кристалдарын бөліп алып, оны 200 °С температурада кальцинлендіреді. Мұнда төкпе массасы 0,800 кг/дм³ болатын таза өнім алынады.

Екінші әдіс-моногидратты-1972 ж. ашылған, қазіргі кезде негізгі әдіс болып табылады. Бұл әдіс бойынша қазбаны кальцинлендіреді, алынған шикі соданы ерітеді, ерітіндіні тұндырады, сүзеді, органикалық бөтен бөлшектерден тазарту үшін активті көмірмен өңдейді және натрий карбонатының моногидратының өту нүктесінен төменгі температурада қатты буландырып сусыз содаға айландырады. Алынған натрий карбонатының моногидратының кристалдарын ажыратады және 150 °С-ға жуық температурада дегидратациялайды да төкпе массасы 1,07 кг/дм³ болатын ауыр сода алады.

Кальцинирленген соданы табиғи шикізаттан алу , оны аммиактік әдіспен өндіргенге қарағанда әлдеқайда тиімді. Меншікті капитал құю бойынша (1 тонна/жыл өндірістің қуаттылығына) табиғи соданы өндіретін кәсіпорынға 300 дол. , аммиактік содалы кәсіпорынға 546 дол. , соған сәйкес жұмыс күшінің жұмсалуды 1,1 және 1,88 адам/сағ, энергия шығыны 6,3 және 14, 2 кДж/т болады.

Экологиялық жағынан таза және тиімді табиғи сода АҚШ-та синтетикалық соданы тез ығыстыра бастады. Қазіргі кезде онда тек қана (Эллайд(фирмасының өнімділігі жылына 800-900 мың тонна/жыл болатын аммиактік сода алу заводы (географиялық жағдайының тиімділігіне байланысты) жұмыс істейді.

Соңғы кезде АҚШ-та табиғи соданың бай қазба орны табылды. Олар-нахколит (NaHCO_3) және даусонит [$\text{NaAl}(\text{OH})_2\text{CO}_3$]. Нахколиттің мынандай минералогиялық қасиеті бар:оны құммен тікелей араластырып кальцилі-натрийлі әйнек алуға болады. Даусонит-комплекті шикізат, одан бір мезгілде сода және глинозем алуға болады. Нахколит кальцинирленген сода алудың ең маңызды көзі. Құрамында өте көп мөлшерде нахколиті бар мұнай сланцынан кальцинирленген сода алу ісі жүзеге асты. Қазіргі кезде АҚШ-тағы сода өндірісіндегі табиғи соданың үлесі 90 %-ке жетті.

Табиғи соданың кені АҚШ-тан басқа елдерде де аздаған мөлшерде бар. Олар: Бельгия, Бразилия, Венесуэла, Мексика, Индия, Пакистан, Қытай, Турция, Канада, ОАР , Кения және біздің елімізде.

Өндірістік жолмен сода алудың үшінші жолы-нефелинді глиноземға, кальцинирленген содаға, поташқа және цементке комплекті өңдеу.

Бұрынғы ССРО-да жасалынған бұл әдіс тек қана ТМД елдерінде ғана қолданылады. Оның негізінде кальцинирленген соданың әжептеуір мөлшері өндіріледі. Нефелинді комплекті өңдеу тиімді, өйткені ол әдеттегі шикізатқа негізделген кәсіпорындармен салыстырғанда капитал құюдың 15 %-ін және эксплуатациялық шығындардың 20 %-ін үнемдеуге мүмкіндік береді.

Натрий гидроксидін карбонизациялап кальцинирленген сода алу әдісі 60-шы 70-ші жылдары дамыды. Ол кезде кальцинирленген содаға деген сұраныс жоғары, ал каустикалық сода өте көп болды. Одан кейінгі жылдардағы экономикалық кризиске байланысты кальцинирленген сода мен хлорға деген сұраныс төмендеді, ал каустикалық сода азая бастады да оны содаға айналдыру тиімділігін жоғалтты. Бүкіл әлемде осы кезде соданы каустикалық содадан алатын бірнеше ғана қондырғылар жұмыс істейді. Бұл әдістің әлемдегі сода өндіру ісіндегі үлесі 1,0 (-тен аз).

Кальцинирленген сода өндірісінің экономикалық көрсеткіштері мынандай шамалармен сипатталады [1, 2]:

1. Бір тонна өнімге жұмсалатын шикізаттар:

Тұздық, м³:

шикізат, м ³	5,13
тазаланған (310 г/л)	5,08
100 % NaCl-ға есептегенде, кг	1590
Әк (85 % CaO) , кг	734,4
оның ішінде магний тұздарынан тазалауға, кг.	4,4
Са тұздарынан тазалауға кететін каль. сода, кг.	22
Аммиактік су (25,5 % NH ₃) , кг.	10
Натрий сульфиді, кг.	

– Кальцинирленген сода өндірісінде 1 т өнімге мынандай қалдықтар келеді [1, 2]:

- құрамында 115-125 г/л CaCl_2 , 55-58 г/л NaCl , 20-25 г/л $\text{Ca}(\text{OH})_2$, CaCO_3 және $9,1 \text{ м}^3 \text{ CaSO}_4$ -і бар хлорлы қалдықтар;
- құрамында 250-300 г/л шамасында CaCO_3 және $0,1 \text{ м}^3 \text{ Mg}(\text{OH})_2$ -і бар тұздықтың тазалануынан қалған шлам;
- 55 кг шамасындағы бастапқы әкті өртегендегі , отынның күліндегі және басқа үдерістердегі жоғалулар;
- шикізат құрамындағы хлор, кальций және $1/3$ шамасындағы натрий өндірістік қалдықта қалады. 1 т өнімге есептегенде қалдықта шамамен 1 т CaCl_2 , $0,5 \text{ т NaCl}$, 200 кг шлам және 55 кг жоғалулар, барлығы 1,75 т .

Аммиактік әдіспен кальцинирленген сода өндіруде 1 т өнімнің жалпы материалдық индексі осы өндірістегі қатты қосылыстарға есептегенде 4,7 т болады.

1.3 Кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен өндіру

Кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен өндіру сегіз түрлі бөлімнен тұрады:

1) Карбонатты шикізатты алу:қазу, жарылыс жұмыстары, алу, ұсақтау, реттеу және тасымалдау;

2) Карбонатты шикізатты өңдеу:өртеу, CO_2 -ні суыту, және тазалау, әкті суспензияны алу үшін әкті сөндіру;

3) Тұздықты тазалау: шикі тұздықтың реактордағы реагенттермен әрекеттесуі және тұздықтың тұнуы;

4) Абсорбция: газдарды жуғыштарда басқа сатыларда алынған аммиактан тазалау, тұздықты (NaCl -ың ерітіндісі) аммиакпен екі сатылы қанықтыру және аздаған түрде дистилляция сатысынан келетін CO_2 -мен қанықтыру, аммонизацияланған тұздықты суыту;

5) Карбонизация:карбонизация сатысынан кететін (CO_2 -ің аздаған мөлшері аулап алынумен өтеді) газды аммиактан тазалау, алдын-ала карбонизациялау, тұндыру колонналарында NaHCO_3 -ті бөліп алып карбонизациялау;

6) Сүзу: NaHCO_3 -ті сүзгіштерде сүзіп алу және вакуум-насосстармен ауаны сорып алу;

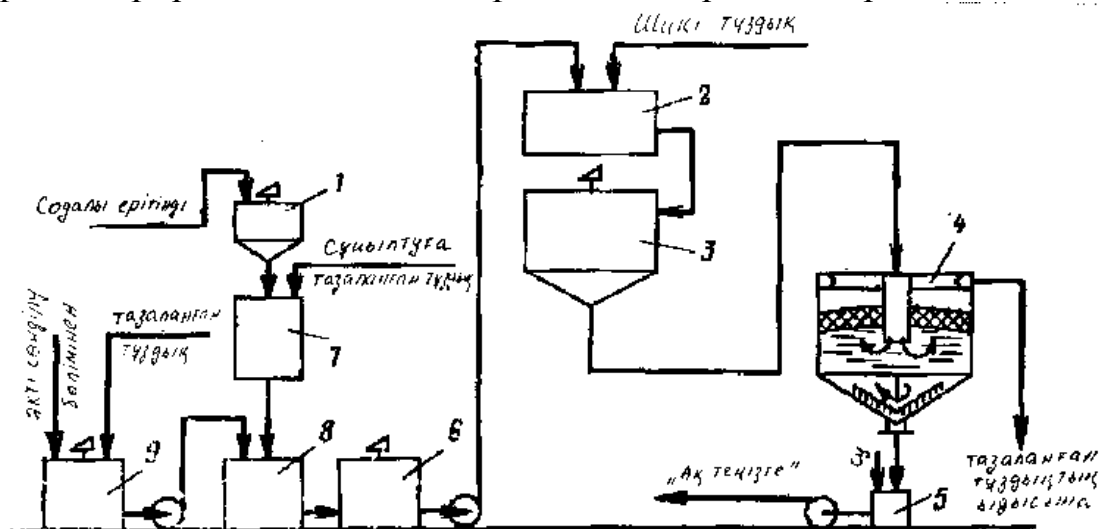
7) Кальцинация: NaHCO_3 -ті сусыздандыру және сода пештерінде ыдырату, CO_2 -ні сода пештерінен кейін тазалау;

8) Аммиактік регенерациялау (дистилляция) :сүзілген сұйық құрамындағы аммоний карбонаттары мен гидрокарбонаттарын дистилляцияның конденсаторы мен жылу алмастырғышында алдын-ала қыздырып диссоциациялау, араластырғышта қыздырылған сұйықтың әкті суспензиямен араласуы мен әрекеттесуі және дистиллерде аммиактік айдау.

Бастапқы ерітіндіні тазалау. Сода заводтарында бастапқы тұздық көлеміндегі Ca^{2+} және Mg^{2+} иондарының шамаларына байланысты екі түрлі тазалау әдістерін қолданады.

а) $Ca^{2+} > Mg^{2+}$ болған кезде бір сатылы тазалау қолданылады. Мұнда тұздық бір мезгілде Ca^{2+} ионынан да, Mg^{2+} ионынан да тазартылады. Оның технологиялық жобасы екінші суретте көрсетілген.

ә) Егер $Ca^{2+} \leq Mg^{2+}$ болса екі сатылы тазалау әдісі қолданылады. Мұнда бірінші сатыда бастапқы тұздықтан әкті сүт көмегімен $Mg(OH)_2$ тұндырылады. Оны тұндырғышта бөліп алады да одан тазаланған тұздықты екінші сатыға жібереді. Онда содалы ерітінді көмегімен Ca^{2+} ионын $CaCO_3$ түрінде тұнбаға түсіреді де тазаланған тұздықты өндіріске жібереді.



1-содалы ерітіндінің араластырғышы; 2-араластырғыш; 3-реактор; 4-тұндырғыш; 5-шлам-ның ыдысы; 6-каустификацияланған содалы ерітіндіні сақтайтын ыдыс; 7-сұйытылған содалы ерітіндіні сақтау ыдысы; 8-каустификатор; 9-сұйытылған әкті сүттің араластырғышы.

Сурет 1. Бастапқы тұздықты әкті-содалы әдіспен тазалаудың бір сатылы технологиялық жобасы

Тазалануға түсетін бастапқы шикізат құрамының орташа шамасы мынандай мөлшерлерде болады [3];

тұздар	қалыпты бөлу	г/л
NaCl	106	310
CaCl ₂	1,0	2,8
CaSO ₄	0,5	1,7
MgSO ₄	0,5	1,49
CO ²⁻	1,0	

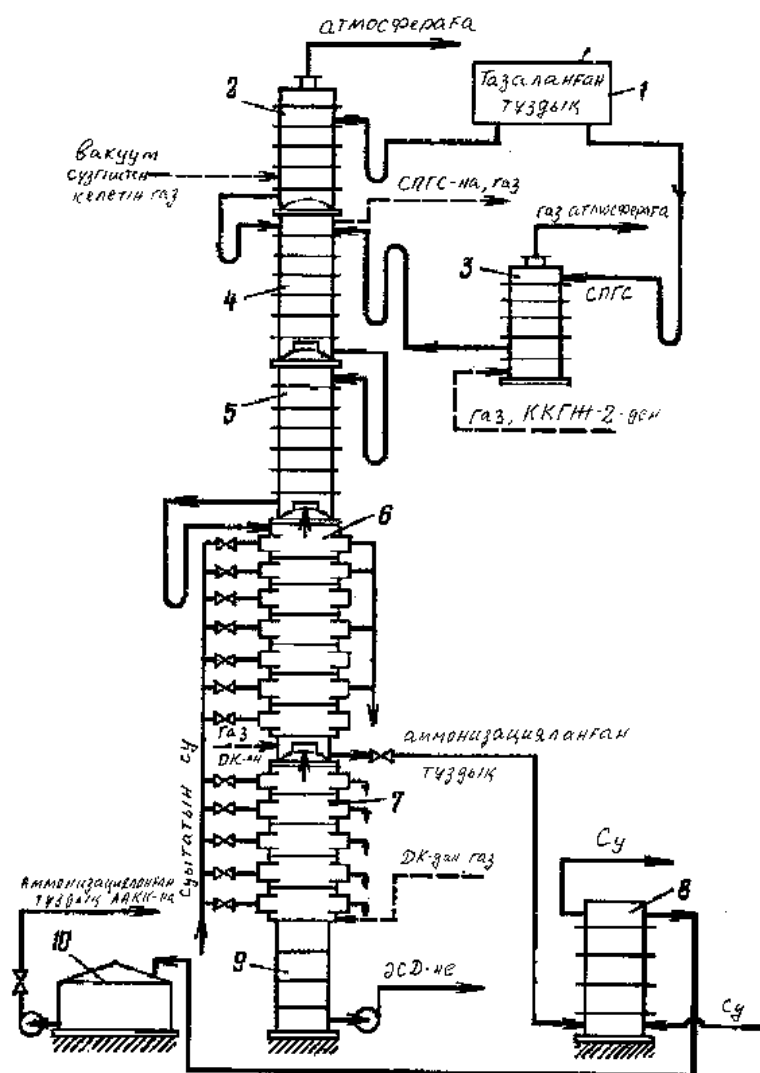
1.3.1 Абсорбция бөлімінің технологиялық жобасы

Абсорбция бөлімінде аммиактан кететін газдардың жоғары дәрежелі тазалануы қамтамасыз етілуі қажет. Сондықтан да мұнда газдарды таза тұздықпен немесе құрамында өте аз мөлшерде аммиагы бар тұздықпен жуады. Бұдан басқа абсорбция бөлімінде құрамында 100-106 н.б. аммиагы

бар тұздық алынуы қажет. Ол үшін NH_3 пен CO_2 -ің тұздықта еруі кезінде, әрекеттесу нәтижесінде және конденсациялауында бөлінетін жылуды әкету қажет.

Жылуды әкету әдісіне байланысты абсорбция бөлімінің бірнеше технологиялық жобасы болады. Көбіне тек сұйық фазаны ғана суытатын немесе бір мезгілде сұйық фазаны да, газды фазаны да суытатын жобалар қолданылады.

2-суретте абсорбцияның екі фазасының да бір мезгілде суытатын жобасы көрсетілген.



1-напорлы бак; 2-абсорбер сүзгінің ауа жуғышы; 3-ККГЖ-2 (екінші карбонизациялық колоннаның газ жуғышы); 4-АГЖ (абсорбцияның газ жуғышы); 5-6 -абсорберлер; 7-ДГС (дистилляцияның газ жуғышы); 8-АТС (аммонизацияланған тұздықтың суытқышы); 9-конденсаттың ыдысы; 10-аммонизацияланған тұздықтың ыдысы.

Сурет 2. Абсорбция бөлімінің технологиялық жобасы

Абсорбция бөлімінде аммиактан тазаланатын, кететін газдардың жоғары дәрежелі тазалығы болуы шарт, сондықтан да мұнда газдарды құрамында өте аз көлемді аммиагы бар тұздық ерітіндімен немесе таза

тұздық ерітіндімен шаяды. Бұдан басқа абсорбция бөлімінде құрамында 100-106 н.б. бар аммиак алынуы керек. Ол үшін NH_3 және CO_2 тұзды ерітіндіде ерігенде, олардың өз ара әрекеттесулерінде және су буларының конденсациялануында бөлінетін жылуды алып кету керек.

Жылуды алып кету әдісіне байланысты, абсорбция бөлімінің бірнеше технологиялық жобалары болады. Соның бір әдісін қарастырайық.

Тазаланған тұздық ерітінді ең алдымен абсорберға барлық көлемінің 25 %-і (5. 0, 25(1, 25 м³/т сода) шамасында, ал ККГЖ-2-ге 75 (мөлшерінде (5. 0,75(3,75 м³/т сода) беріледі. Осы аппараттардан өткен құрамында біршама сіңірілген аммиагы бар тұздық АГЖ-ға , одан кейін АБ-1-ге келіп түседі. Осы жобаға сәйкес NH_3 -ің сіңірілуі осы екі аппарат АБ-1 мен АБ-2-де өтеді. Жүйенің салқындатылуы тек қана сұйық фазаның суытылуы нәтижесінде ғана болады да сол себепті сұйық АБ-1-ден кейін АБ-2-ге жетпес бұрын жеке суытқышта суытылып алынады.

Тұздықтың бір аппараттан екінші аппаратқа өтуі кезінде оның көлемі, аммиактің сіңірілуіне байланысты (1 н.б. аммиак сіңірілгенде тұздықтың көлемі 0,13 (-ке өседі) есептеулер жүргізгенде оны ескеріп отыруға тура келеді.

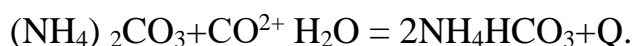
Жоғарыда айтылғандарды ескере отырып және сода заводтарындағы белгілі нәтижелерді пайдалана отырып , жеке аппараттардан шығатын хлорид-иондардың шамасы мынаған тең болады:тазаланған тұздықта 106 н.б. ; абсорберда 105,6 н.б. ; ККГЖ-ден шыққанда 102,3 н.б. ; АГЖ-дан шыққанда 102,1 н.б. ; АБ-1-ден шыққанда 96,0 н.б. , ал АБ-2-ден шыққанда 90,0 н.б. болады [1].

1. 3.2 Карбонизациялау станциясы

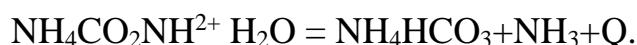
Карбонизацияланған ерітіндіні суыту үшін колоннаның төменгі жағына суытқыш су береді. Суытылған суспензия ТКК-ың төменгі жағынан шығып, сұйықты тұндырылған натрий гидрокарбонатынан айыру үшін вакуум-сүзгішке беріледі. Яғни карбонизация станциясында аммонизацияланған тұздықтың көмірқышқыл газымен әрекеттесуі өтеді.



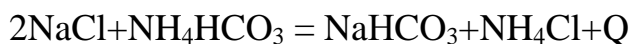
одан ары $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ -ің CO_2 -мен қанығуы болып аммоний бикарбонаты түзіледі.



Бикарбонат одан ары гидролизденеді.



Ең соңында



Тұздықты карбонизациялау табақшалы карбонизациялық колонналарда өткізіледі. Жоғарыда айтқандай алдын-ала карбонизацияланатын колоннаға аммонизацияланған тұздықтың ыдысынан аммонизацияланған тұздық және әкті пештерден газ келіп түседі. Осы колоннадан кейін газ одан ары абсорбер1-ге, ал сұйық -аралықтағы суытқышқа немесе абсорбер1-ді суғаруға жіберіледі. Колоннаға кіретін тұздықтың құрамы н.б. бойынша былай болады: NaCl-89,6; бөтен бөлшектер NH₃-0,25; CO₂-0,25; (NH₄)₂CO₃-41,0; NH₄OH-63; NH₃ жал. -104; CO₂ жал. -41 (аммонизацияланған тұздықтың ыдысындағы сұйық шығынын ескере отырып); V = 5,9 м³/т сода және температура 30 °С, тығыздық 1170 кг/м³.

Карбонизациялық колоннаға берілетін әкті пештердің газындағы CO₂ мөлшері 35 (-ға (көлем) тең, сіңірілу дәрежесі CO₂-97 (. Карбонизация колоннасынан шығар жердегі аммонизацияланған тұздықтың құрамында мынандай заттар бар (н.б. бойынша): NaCl-89,6; (NH₄)₂CO₃-60,0; NH₄OH-41,5; NH₃жал. -101,5; CO₂-60; V=5,9 м³/т сода; тығыздығы 1193 кг/м³.

1.3.3 Сүзу үдерісі және натрий бикарбонатын кальцинациялау

Сүзу бөлімінде карбонизациялық колоннадан шыққан натрий бикарбонатының суспензиясын-қатты натрий карбонатына (NaHCO₃) және сүзілген сұйыққа ажыратады. Суспензияны қатты және сұйық фазаға әртүрлі материалдар (мата, тор.) көмегімен ажыратады.

Сода заводтарында ажырату үшін көбінесе айналмалы барабанды вакуум-сүзгіштерді, кейде автоматты центрифугаларды қолданады.

Заводтарда қолданылатын барабанды вакуум-сүзгіштердің сипаттамасы мынандай: тұнбаның ылғалдылығы 16-17 масс (кезінде және барабанның айналуы 0,75-3,0 айн/мин жағдайында, ылғалды NaHCO₃ -тің өнімділігі 9(5-12(3 т/сағ. болады [2].

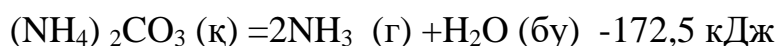
Бикарбонат натрийді қыздырып натрий карбонатын алу үдерісін кальцинация деп атайды. Бұл үдеріс содалы пештер бөлімінде өткізіледі.

Ылғалды техникалық бикарбонат құрамында шамамен NaHCO₃ -70-80 %; NH₃ жал. -0,6-0,8; Na₂CO₃-2,6; NaCl-0,2-0,4; H₂O-15-18 (масс) болады. Аммоний хлориды шартты түрде NaCl құрамына кіріп отыр.

Кальцинация үдерісінің негізгі реакциясы мынандай:



бұдан басқа тағы да бірнеше қосымша реакциялар өтуі мүмкін.





Кальцинация үдерісі нәтижесінде қатты фазада Na_2CO_3 және NaCl қалады, ал CO_2 , H_2O және NH_3 газ фазасына өтеді.

1. 3.4 Дистилляция бөлімі

Өндірісте бөлінген аммиактың жалпы мөлшері жалпы алғанда 530 кг/т сода болады. Оның шамамен алғанда 450 кг-мы «үлкен дистилляция» деп аталатын жоба бойынша сүзілген сұйықтан алынады.

Сүзінді сұйық напорлы бак б-дан КДС-қа (дистилляция конденсаторы) түсіп, онымен жоғарыдан төмен қарай жылжиды. КДС-ің құбырлары арасымен жоғары қарай ДЖ-дан (дистилляцияның жылу алмастырғышынан) шыққан булы-газды қоспа жылжып құбыр ішіндегі сұйықты қыздырады. Нәтижесінде сүзінді сұйық қызады да одан NH_4HCO_3 бөлініп ыдырайды. Бөлінген CO_2 газы құбыр аралығынан шыққан газға қосылады.

Булы-газды қоспа құбыр аралығымен өтіп суйиды да , одан су буы конденсацияланады. Түзілген конденсатта газдағы NH_3 және CO_2 -ің бір бөлігі ериді. Конденсат КДС-тан «в» сызығы бойынша «кіші дистилляция» жобасы бойынша аммиактік регенерациялап алу үшін жіберіледі.

КДС-тан шыққан газды ДГС-қа (дистилляцияның газ суытқышына) қосымша суытылып кептірілуі үшін жібереді. Нәтижесінде Құрамында NH_3 және CO_2 бар конденсат түзіледі де , оны «кіші дистилляцияға» жібереді.

КДС-тан шыққан сүзінді сұйық ДЖ-ға түсіп төмен жылжиды да, жоғары көтерілетін ыстық булы-газды қоспамен әрекеттеседі. Бұл ретте аммоний карбонаты толығымен ыдырап газды фазаға CO_2 газын бөліп шығарады.

CO_2 -ні бөліп алғаннан кейін қалған сұйық араластырғыш әкті сүтпен әрекеттеседі. Нәтижесінде $\text{Ca}(\text{OH})_2 + 2\text{NH}_4\text{Cl} - \text{CaCl}_2 + 2\text{NH}_4\text{OH}$ -ыдырап NH_3 түзіледі.

Ыстық сұйықтың жылуын пайдалану үшін оны араластырғыш 9-дан кейін бірінші буландырғышқа жібереді де онда қысым төмендеуіне байланысты бу бөлініп оны «кіші дистилляцияда» пайдаланады. Жылуды толық пайдалану үшін екінші буландырғышқа жібереді де ондағы вакуум әсерімен қосымша бу алынып, ол да «кіші дистилляцияға» жіберіледі. Одан кейін құм ұстағышқа беріліп тазаланғаннан кейін қалдыққа жіберіледі.

Дистилляция бөлімінде жоғарыда көрсетілген конденсатордан және сода пештерінің сода шаңдарынан тазартылып суытылған газдарынан пайда болатын әлсіз сұйықтардан аммиак бөлініп алынады. Осы алынған аммиак конденсаты мен әлсіз сұйықты «үлкен дистилляциядан» бөлек өндеген қолайлы. Сондықтан да оларды «кіші дистилляцияға» жібереді.

2 БАС ЖОСПАР

Жоспарланған аммиактік әдіспен кальцинирленген сода өндіретін цех Павлодар қаласының тұсында, оның ық жағында орналасады да, қалаға химиялық иіс-қоқыстардың бармауына кепілдік береді.

Цехтың барлық корпустары мен үйлері санитарлық талаптарға сәйкес (бір-бірінен ара қашықтығы 20м.) орналасады. Үйлердің орналасуы технологиялық талаптарға сай.

Аммиактік әдіспен кальцинирленген сода өндіретін цех шудың, шаңның және де тағы басқада зиянды заттардың шығатын жері болғандықтан елді мекендер мен цехтың арасында ағаштар отырғызылған санитарлық қорғау аймағы қарастырылған. Санитарлық қорғау аймағының ені 500 метр шамасында.

Цех салынатын өндіріс алаңында мынандай жұмыс жайларын салу қарастырылған:

1) Цехтың басты корпусы. Оның жұмыстық жайлары және трансформаторлық подстанциясы.

2) Абсорбциялау бөлімі;

3) Карбонизациялау бөлімі;

4) Сүзу бөлімі;

5) Кальцинациялау бөлімі;

6) Дистилляция бөлімі;

7) Администрациялық корпус. Онда химиялық лаборатория орналасқан.

8) Бастапқы шикізатты дайындап әкті сүт алу бөлімі;

9) Жөндеу шеберханалары;

10) Асхана.

Құрал-саймандарды орналастыру жобасы әр түрлі. Негізгі бөлімдерде олар бір қабатты үйлерде орналасқан.

Ғимараттардың корпустарының қалыптары төрт бұрышты болып келген. Цехтың территориясында темір жол орналасқан. Ол жүктерді алыс жерлерге тасымалдауға арналған.

Сонмен қатар цех территориясында автомобиль жолдары салынған. Ол әртүрлі цехтар мен қоймалар арасындағы жүк тасымалдау қатынастарына қажет. Автожолдардың темір жолдармен қиылысатын жерлері жоқ.

Жаяу адамдар жүретін асфальтталған соқпақтардың ендері 1,5-2,0 метр.

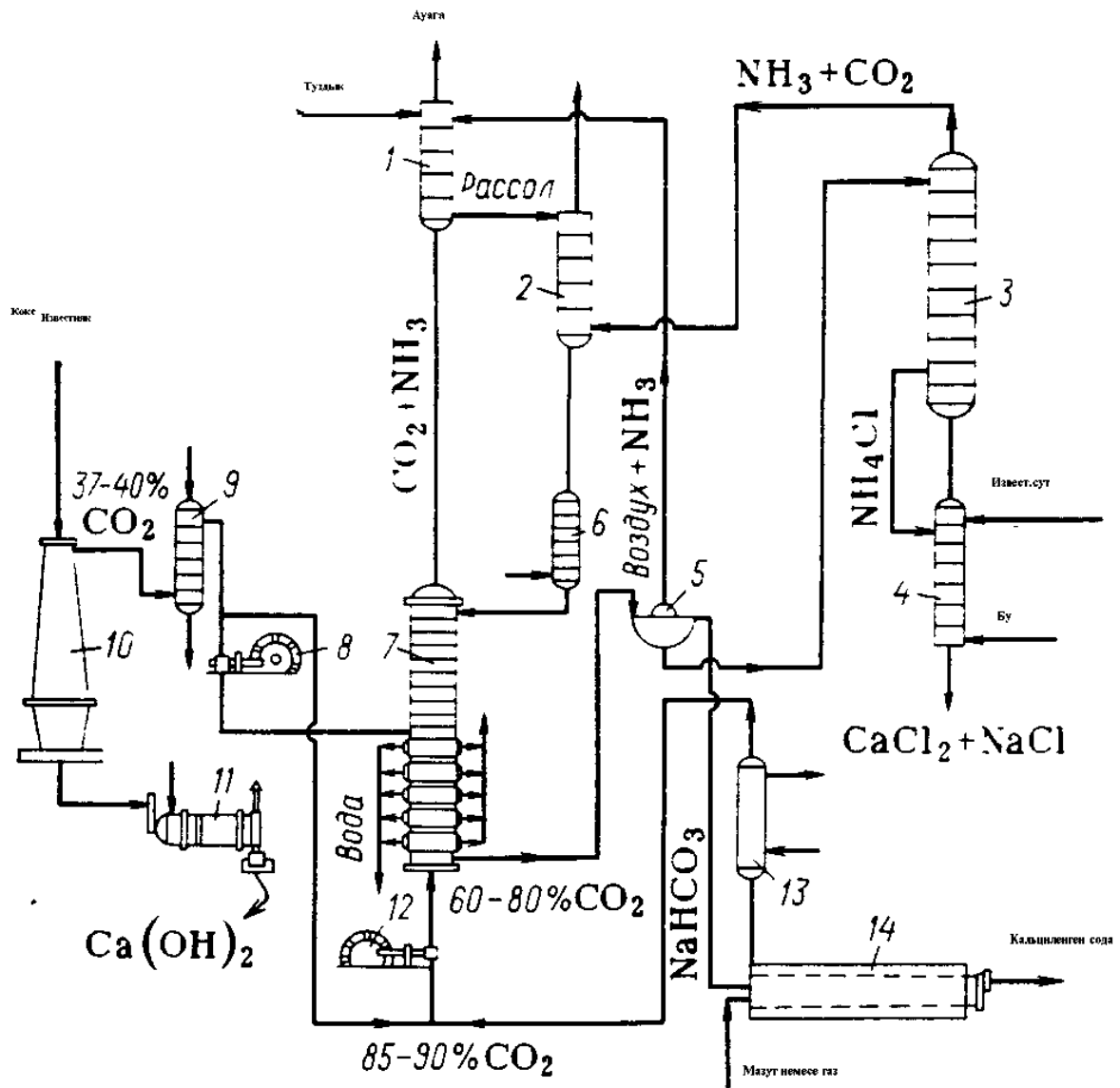
Соқпақтардың, автожолдардың және негізгі өндірістік ғимараттардың айналасына ағаштар, бұталар шөптер отырғызылған.

Асхананың алдыңғы жағына фонтан жасалынған. Цех аумағында жауын шашынның суын жинайтын құбырлар салынған. Онда жиналған сулар ашық арықтармен цех аумағынан тысқары ағып кетеді.

3 ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ БӨЛІМ

3.1 Na_2CO_3 -ті алу технологиясының сипаттамасы

Na_2CO_3 -ті алу технологиясының нұсқаы 3.1-суретте көрсетілген.



1-газдарды жуғыш; 2-абсорбер; 3-дистиляциялық колонна; 4-дистиллер-араластырғыш; 5-вакуум-фильтр; 6-аммонизирленген тұздықты салқындатқыш; 7-карбонизациялық колонна; 8,12-компрессорлар; 9-салқындатқыш газ-тазалағыш; 10-әкті күйдіру пеші; 11-әкті сөндіру аппараты; 13-салқындатқыш-сшайғыш; 14-содалық пеш.

Сурет 3.1. Аммиакты әдіспен кальцинирленген сода алудың технологиялық нұсқаы

Na_2CO_3 -ті алу үшін қолданылатын шикізат құрамында Na^+ және CO_3^{2-} иондары бар табиғи заттар болуы мүмкін. Олар ас тұзы, табиғи тұздар немесе нефелин.

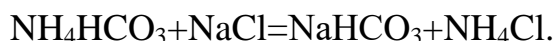
Біз Na_2CO_3 -ті ас тұзынан алу жолын қарастырамыз.

Ас тұзы (NaCl) табиғатта қатты күйінде немесе тұзды ерітінді (ащы көлдерде) күйінде кездеседі.

Сода өндірудің аммиактік әдісінде қатты күйдегі ас тұзын емес, оның тұзды ерітіндісін қолданады. Ол үшін жерастылық шаю үдерісін жүргізеді. Мұндай әдіс ас тұзын қазып алып қолданғанға қарағанда әлдеқайда арзанға түседі және алынған ас тұзының ерітіндісі қазып алғанға қарағанда әлдеқайда таза болады. Ас тұзын қазып алып қолдану, ол өндіріс қалдығы ретінде қолданған жағдайда ғана, (мысалы сильвиниттен калий хлоридін алғанда) тиімді.

Жерастылық шаю үдерісі тұздықты (ас тұзының ерітіндісі) жасанды жолмен алу әдісіне жатады, ал тұздықты алудың табиғи жолы ащы көлдер мен теңіздер (мысалы, Арал теңізі). Мұндай табиғи қорлардағы NaCl концентрациясы аз, сондықтан оған қосымша түрде қатты күйіндегі NaCl -ды қосып, алдын-ала байытып алады.

Яғни, аммиактік әдісте кальцинирленген соданы аммоний гидрокарбонаты көмегімен алады.



Сода жасау заводтарында аммоний гидрокарбонатын тікелей NaCl -ың сулы ерітіндісінде NH_3 пен CO_2 -ің қатысуымен алады.



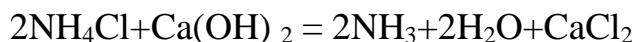
Мұнда көміртегі қос тотығы суда аммиаксыз нашар еритін болғандықтан, ең бірінші NaCl ерітіндісін аммиакпен қанықтырып алады да, осы қанығып аммонизацияланған тұздықты CO_2 газымен әрекеттесуге ұшыратады. Яғни, былайша айтқанда үдерісті екі стадияда жүргізеді: 1) аммиакпен қанықтыру-абсорбция бөлімінде өтеді; 2) CO_2 -мен қанықтыру-карбонизация бөлімінде өтеді.

Карбонизация үдерісінде тұнбаға түскен NaHCO_3 тұнбасын сүзгіде сүзіп алады. Алынған NaHCO_3 температура әсерінен ыдырап содаға айналады.



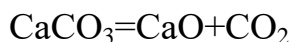
NaHCO_3 -ті 160-180°C температурада ыдыратады. Ыдырау температурасы пештің құрылысына байланысты болады. Бұл операция кальцинация бөлімінде өтеді де, бөлінген CO_2 газын карбонизация үдерісінде пайдаланады.

Осындай негізгі үдерістерден басқа сода алу заводтарында сода алуға тікелей қатынасы жоқ, қосымша үдерістер жүргізіледі. Мысалы реакция барысында түзілген аммоний хлоридін заводтың қосымша өнім ретінде шығаруға мүмкіндігі бар. Бірақ, әдетте сода алу заводтарында аммоний хлоридынан аммиактік әкті сүтпен бөліп алып өндіріске қайта жібереді. Реакция теңдеуі былайынша жазылады.

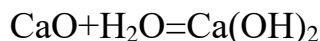


Түзілген аммиактік ерітіндіден бөліп алып абсорбция бөліміне жібереді. Ал, CaCl_2 ерітіндісі өндіріс қалдығы ретінде қалады. Бірақ кейбір заводтарда оны товарлық CaCl_2 алу үшін пайдаланады. Аммиактік регенерациялау операциясы дистилляция бөлімінде жүргізіледі.

$\text{Ca}(\text{OH})_2$ -ні алу үшін карборнатты шикізатты (борды немесе әкті) күйдіру пештерінде $1100-1200^\circ\text{C}$ температурада күйдіріп CaO алады да оны сумен әрекеттестіреді, яғни реакция былай өтеді:

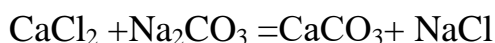
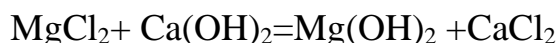


әкті сумен сөндіреді:



алынған CO_2 газын карбонизация үдерісінде пайдаланады

Бұдан басқа барлық сода алу заводтарында бастапқы NaCl ерітіндісін бөтен заттардан тазалау жүргізіледі. Тазалау кальций мен магнийдің тұздарын Na_2CO_3 және $\text{Ca}(\text{OH})_2$ заттарымен әрекеттестіру нәтижесінде болады. Тазалау үдерісінде қиын еритін $\text{Mg}(\text{OH})_2$ және CaCO_3 ерітінділері түзіліп ерітінді тазаланады.



Алынған тұнбаларды бөліп алады да тазаланған NaCl ерітіндісін сода алу үдерісіне жібереді.

Жоғарыда айтқандай сода өндірісі бірнеше үдерістерден тұрады. Енді осы үдерістерді жекелей қарастырып әрқайсына материалдық баланс және жылу баланстарын есептейміз. Өйткені сода өндірісіне керекті қондырғылардың (абсорберлер, сүзгіштер және т.б.) негізгі өлшемдерін есептеу үшін осы материалдық және жылу баланстары қажет.

3. 2 Бастапқы ерітіндіні тазалауды есептеу

Жоба жағдайында өнімділігі 80000 тонна/жыл Na_2CO_3 алынатын цехты жобалау керек.

$$\frac{180000}{320 \cdot 24} = \frac{180000}{7680} = 26,0 \text{ т/сағ.}$$

Белгілі ережелер бойынша материалдық баланс бен жылу балансын әдетте 1 тонна дайын өнімге байланысты жасайды және есептеуді жеңілдету үшін оны ерітіндіні тазалау үдерісінде 1 м³ тазаланған ерітіндіге жасайды. Тазаланған ерітіндідегі NaCl-ың концентрациясы 106 н.б. деп қабылданады (1 н.б. = 1/20 экв зат/1л ерітінді) .

Бастапқы ерітіндінің шығыны көптеген заводтарда орташа түрде 5 м³ ерітінді/1 тонна сода болып келеді. Сондықтан бастапқы ерітінді шығынын біз де солай деп қабылдаймыз.

Өндірістегі қабылданған регламент бойынша абсорбция үдерісіне жіберілетін тазаланған ерітіндінің құрамы мынандай шамаларда болады:

Тазаланған тұзды ерітіндінің тығыздығы $\rho=1200 \text{ кг/м}^3$. Сонда 1 м³ тазаланған тұзды ерітінді құрамындағы су $1200-314,3=885,7 \text{ кг/м}^3$

Тазаланған тұзды ерітіндінің шламда қалатын жоғалуы, әдетте 5-7 % болады. Есептеуде орташа 6 % деп аламыз. Сонда бұл жағдайдағы 1 м³ ерітінді құрамы былай болады:

$$\text{NaCl: } \frac{310 \cdot 6,0}{100} = 18,6 \text{ кг/м}^3$$

бөтен заттар:

$$\frac{4,3 \cdot 6,0}{100} = 0,25 \text{ кг/м}^3$$

H₂O:

$$\frac{885,7 \cdot 6,0}{100} = 53,142 \text{ кг/м}^3$$

барлығы

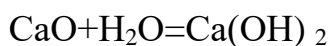
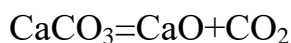
$$\sum 71,992 \approx 72 \text{ кг/м}^3$$

Кесте 3.1

Тазаланған ерітінді құрамы

Тазаланған ерітінді құрамы	н.б.	г/л	барлығы, г/л
NaCl	106	310	310+4,3=314,3
CaSO ₄ +MgSO ₄	0,027	0,06	г/л немесе
Na ₂ SO ₄	1,0	3,56	314,3 кг/м ³
Жеткілікті болса			
Na ₂ CO ₃	0,23	0,61	
NaOH	0,033	0,07	

Тығыздығы 1242 кг/м^3 әк сүтіндегі CaO -ың шамасы 225 н.б. Әк құрамындағы CaCO_3 -ің мөлшері 95% -ға дейін жетеді. Сонда ондағы бөтен заттарды 6% -деп қабылдаймыз. Реакциялар



бойынша CaO -дан Ca(OH)_2 алыну үшін 416 кг/м^3 су кететінін табамыз. Сонда әкті сүттегі байланыспаған су мөлшері мынаған тең:

$$1242 - (416 + 0,06) = 825,94 \text{ кг/м}^3$$

Содалы ерітіндідегі Na_2CO_3 мөлшері мынаған тең:

$$\frac{108 \cdot 53}{20} = 286 \text{ кг/м}^3$$

мұндағы 108 -содалы ерітіндінің жалпы сілтілігі, н.б. ;

53 - Na_2CO_3 -ің эквивалент мөлшері;

20 -аудару коэффициенті, яғни $1 \text{ н.б.} = 1/20 \text{ экв/л.}$

Қалыпты температурадағы содалы ерітіндінің тығыздығы 1200 кг/м^3 , сонда ерітінді құрамындағы су мөлшері мынаған тең $1200 - 286 = 914 \text{ кг/м}^3$

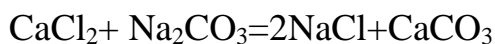
Осыдан 1 м^3 тазаланған тұзды ерітінді алу үшін соған сәйкес келетін тазаланбаған бастапқы тұзды ерітіндінің көлемін табамыз.

$$\frac{310 \cdot 20}{53} = 116,98 \approx 117 \text{ н.б.}$$

$117/110 = 1,0636 \text{ м}^3$ бастапқы тұзды ерітінді.

Мұндағы 110 -бастапқы тұзды ерітінді құрамындағы компоненттің н.б.

Осыдан $310 \cdot 1,064 = 329,8 \text{ кг}$ бастапқы тұзды ерітінді.



$$x_{\text{CaCO}_3} = 2,93 \text{ кг/м}^3$$

Бастапқы тұзды ерітінді құрамындағы CaCl_2 -ің содамен әрекеттесуі нәтижесінде $2,93 \text{ кг/м}^3$ NaCl түзіледі (мұнда басқа хлоридтер есептелінген жоқ) . Сонда бастапқы тұзды ерітіндімен түсетін NaCl мөлшері

$$G_{\text{NaCl}} = 329,8 - 2,98 = 326,87 \text{ кг/м}^3$$

Тазаланған тұзды ерітіндінің шламмен кететін бөлігін ескере отырып (6%) 1 м^3 тазаланған тұзды ерітінді құрамындағы барлық тұздар, реагенттер және судың керекті мөлшерін табамыз.

$$\frac{329,8 - 2,93}{310} = 1,0544 \text{ м}^3$$

яғни барлығы 1,0544 есе көп болуы керек. Сонда бастапқы тұзды ерітіндідегі тұздар мөлшері

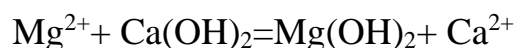
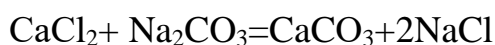
$$\text{CaCl}_2 = 2,8 \cdot 1,0544 = 2,95 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{CaSO}_4 = 1,7 \cdot 1,0544 = 1,792 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{MgSO}_4 = 1,49 \cdot 1,0544 = 1,571 \text{ кг/м}^3$$

Реагенттермен келетін Na_2CO_3 -ің мөлшерін анықтаймыз.

Ca^{2+} ионын тұндыру үшін реакциялық теңдеуге сәйкес



NaOH түзілуі үшін 0,033 Na_2CO_3 керек. Na_2CO_3 -ің артықшылық мөлшерін қамтамасыз ету үшін 0,23. Барлығы

$$1 + 0,5 + 0,033 + 0,23 = 1,763 \text{ н.б. немесе } \frac{1,763 \cdot 53}{20} = 4,67 \text{ г/дм}^3 \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ керек.}$$

Яғни 1 м^3 тұзды ерітіндіге кететін 100%-ік соданың шығыны 4,67 кг. Бірақ техникалық содада 95 % Na_2CO_3 болатын болғандықтан, оның 1 м^3 тұзды ерітіндіге кететін шығыны:

$$\frac{4,67}{0,95} = 4,917 \approx 4,92 \text{ кг}$$

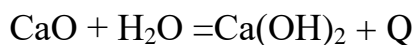
Mg^{2+} ионын тұндыруға қажетті $\text{Ca}(\text{OH})_2$ мөлшері $0,5 + 0,1 = 0,6$ н.б.

мұндағы 0,1-реакцияға қатыспай шламға кететін $\text{Ca}(\text{OH})_2$ мөлшері.

Яғни, 1 м^3 тұзды ерітіндіні тазартуға кететін CaO мөлшері

$$\frac{0,6 \cdot 56}{20} = 0,84 \text{ кг}$$

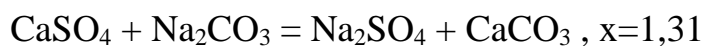
Осыдан



Реагенттермен келетін су мөлшерін реакцияның соңғы және бастапқы кезіндегі мөлшерлерінен аламыз, яғни

$$938,842-914=24,842 \text{ кг H}_2\text{O}$$

Реакция барысында түзілген CaCO₃-ің мөлшері



$$\sum x = 2,7 + 1,31 + 1,16 = 5,43 \text{ кг CaCO}_3$$

Осындай жолмен реакция барысында түзілген басқа да тұздарды есептеп аламыз. Олардың нәтижелері 2-кестеде келтірілген.

Кесте 3.2

Бастапқы тұзды ерітіндіні тазалау бөліміндегі материалдық баланс.

Компоненттер	Келуі				Шығын				
	бастапқы тұзды ерітінді-мен	еаге нт-термен	реакция нәти-жесінде түзілген	Бар-лығы	реакц ияға жұмс-алын-ған	шламмен		абс-ция тазал ан-ған тұзды ерітін ді-мен	Барлы ғы
						сұйық фаза	қатт ы фаза		
NaCl	326,8	-	2,93	329,	-	18,6	1,2	310	329,8
CaCl ₂	2,95	-	-	8	2,95	-	-	-	2,95
CaSO ₄	1,79	-	-	2,95	1,79	-	-	-	1,79
MgSO ₄	1,57	-	-	1,79	1,57	-	-	-	1,57
Na ₂ CO ₃	-	4,92	-	1,57	4,72	0,03	-	0,17	4,92
Ca(OH) ₂	-	0,86	-	4,92	0,86	-	-	-	0,86
CaCO ₃	-	-	5,43	0,86	-	0,003	5,3	0,13	5,43
Mg(OH) ₂	-	-	0,75	5,43	-	0,0006	0,75	0,01	0,75
Na ₂ SO ₄	-	-	3,56	0,75	-	0,223	-	3,337	3,56
NaOH	-	-	0,07	3,56	-	0,004	-	0,069	0,07
H ₂ O	914	24,8	-	0,07	-	53,14	-	885,7	938,84
Барлығы	1247	4	12,74	938,	8	72,00	7,25	1199	2
		30,6		-					
		2							

3.3 Абсорбция бөлімінің есептелуі

Есептеулер жүргізу жағдайында абсорбер санитарлық жуғышпен біріктірілген, сондықтан да газдағы NH_3 мөлшері шекті болу концентрациясына, яғни 20 мг/м^3 -ға тең болуы керек.

Материалдық баланс жасау үшін натрийдің ең көп пайдалану дәрежесі $U_{\text{Na}}=75\%$ деп аламыз, яғни

$$U_{\text{Na}} = \frac{\text{NaHCO}_3}{\text{NaCl}} \cdot 100 = 75\%$$

және өндірістегі сода жоғалуын $3,5\%$ -ға тең деп қабылдаймыз. Сонда 1 м^3 , құрамында 310 кг/м^3 NaCl -ы бар тұздықтан алынатын сода мөлшерін былай есептейміз:

$$\frac{310 \cdot 106 - 0,75 \cdot 0,965}{117} \approx 200 \text{ кг сода,}$$

мұндағы 117-тазаланбаған бастапқы тұздықтың мөлшері. абсорбер арқылы өтетін тұздықтың мөлшері ($1,25 \text{ м}^3/\text{т}$ сода) мен тығыздығын біле отырып, NaCl -ың, бөтен бөлшектердің және судың осы тұздықпен түсетін мөлшерін есептейміз:

$$310 \cdot 1,25 = 387,5 \text{ кг/т NaCl}$$

$$4,3 \cdot 1,25 = 5,38 \text{ кг/т бөтен бөлшектер}$$

$$885,7 \cdot 1,25 = 1107,12 \text{ кг/т H}_2\text{O}$$

$$\text{Жалпы түрде } \sum 1500 \text{ кг/т сода.}$$

Бөтен бөлшектердің жалпы сілтілігі $[\text{CO}_2]_{\text{жал}} = 0,2 \text{ н.б.}$

Соданың әрбір тоннасына 200 м^3 ауа 20°C температурамен $101,3 \text{ кПа}$ қысымда вакуум-филтрден абсорберға берілетіні белгілі [3]. Технологиялық кезеңнің белгіленген мөлшеріне сәйкес абсорбердың төменгі бөлігіндегі вакуум $46,5 \text{ кПа}$ -ға, ал жоғары жағында $54,5 \text{ кПа}$ -ға тең. Заводтардағы көрсеткіштер бойынша сүзгілерден сүзіліп алынатын газдарда, яғни абсорберға кіретін жерде NH_3 -1,9, ал CO_2 -1,9 % (көлем) болады. Ал қаныққан су буының қысымы 20°C -да $2,33 \text{ кПа}$ -ға тең. Тазаланған тұздық негізінен тұздармен қаныққан, сондықтан да Рауль заңына енгізілетін тұзулік коэффициенті $0,8$ -ге тең. Сонда тұздық үстіндегі қаныққан су буының қысымы мынаған тең болады:

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 2,33 \cdot 0,8 = 1,87 \text{ кПа}$$

Газды фазаның абсорберға кіретін және шығатын жердегі мөлшері $3,4\%$ (көлем) болады, яғни

$$H_2O = P_{H_2O} / P_{жал} = \frac{1,87}{54,5} \cdot 100 = 3,4 \%$$

Осыдан газды фазаның құрамын %-ен және кг/т содамен анықтауға мүмкіндік болады.

$$NH_3 \frac{1,9}{100} \cdot 200 \cdot \frac{17}{22,4} = 2,88 \text{ кг/т немесе } 3,81 \text{ м}^3/\text{т};$$

$$CO_2 = \frac{1,9}{100} \cdot 200 \cdot \frac{44}{22,4} = 7,46 \text{ кг/т немесе } 381,3 \text{ м}^3/\text{т};$$

$$H_2O = \frac{3,4}{100} \cdot 200 \cdot \frac{18}{22,4} = 5,46 \text{ кг/т немесе } 676,53 \text{ м}^3/\text{т}.$$

Инертті газ = $100 - (1,9 + 1,9 + 3,4) = 92,8 \%$ (көлем) немесе

$$\frac{92,8}{100} 200 \cdot 1,29 = 239,42 \text{ кг/т немесе } 185,25 \text{ м}^3/\text{т},$$

мұндағы 1,29-ауаның тығыздығы.

Аммиактің ауадағы шекті болу концентрациясының абсорбердан шыққан қоспада болатын мөлшері мынандай:

$$NH_3 = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 200 = 0,004 \text{ кг/т сода}$$

немесе $0,0053 \text{ м}^3/\text{т}$ сода. Сонда сіңірілетін аммиак мөлшері $NH_3 = 2,88 - 0,004 = 2,87 \text{ кг/т}$ сода болады. Аммиактің сіңірілген мөлшерін біле отырып (ерітіндіде $(NH_4)_2CO_3$ болады) сіңірілген CO_2 мөлшерін, түзілген $(NH_4)_2CO_3$ шамасын және $(NH_4)_2CO_3$ -ің түзілуіне жұмсалған су мөлшерін есептейміз, яғни



осыдан

$$G_{CO_2} = 2,8 \cdot \frac{44}{34} = 2,87 \cdot 1,294 = 3,713 \text{ кг/т},$$

мұндағы 44 пен 34 - CO_2 мен NH_3 -ің массалары. Сол сияқты

$$G_{H_2O} = 2,87 \cdot \frac{18}{34} = 2,87 \cdot 0,53 = 1,52 \text{ кг/т};$$

$$G_{(NH_4)_2CO_3} = 2,87 \cdot \frac{96}{34} = 2,87 \cdot 2,82 = 8,1 \text{ кг/т}$$

немесе 2,7 н.б. болады.

Енді абсорбердан шығатын газды қоспаның құрамын есептеуге болады:

$$\text{NH}_3 = 0,004 \text{ кг/т ;}$$

$$\text{CO}_2 = 7,46 - 3,713 = 3,747 \text{ кг/т;}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 5,46 \text{ кг/т;}$$

$$\text{Инертті газ} = 239,42 \text{ кг/т.}$$

Осы шамаларды көлемдік %-ға келтіргенде былай болады:

Кесте 3.3

Абсорберың материалдық балансы, кг/т сода

Құрамы	Келуі				Шығыны			
	тазаланған тұздықпен	вакуум сүзгіш-тен келін ауамең	реакция бойынша түзілді	барлығы	тұздықпен АГЖ-ға	газден атмосфералық фераға	реакцияға жұмсалды	барлығы
NaCl	387,5	-	-	387,5	387,5	-	-	387,5
Бөт. бөлшек.	5,38	-	-	5,38	5,38	-	-	5,38
(NH ₄) ₂ CO ₃	-	-	8,1	5,38	8,1	-	-	8,1
H ₂ O	1107,	-	-	8,1	1105,6	5,46	1,52	1112,6
NH ₃	12	2,88	-	111	-	0,004	2,876	2,88
CO ₂	-	7,46	-	2	-	3,747	3,713	7,46
Инертті газ	-	239,4	-	2,88	-	239,4	-	239,42
	-			7,46				
				239,4				
Барлығы	-	255,2	8,1	-	1506,6	248,6	8,109	-

$$\text{NH}_3 = \frac{0,004 / 17}{0,004 / 17 + 3,747 / 44 + 5,46 / 18 + 239,42 / 29} \cdot 100 = \frac{0,00023}{0,00023 + 0,085 + 0,303 + 8,256} = \frac{0,00023}{8,644} = 0,00266 \% ;$$

$$\text{CO}_2 = \frac{3,747 / 44}{8,644} \cdot 100 = 0,985 \% ;$$

$$H_2O = \frac{5,46 / 18}{8,644} \cdot 100 = 3,509 \%;$$

$$\text{Инертті газ} = \frac{239,42 / 29}{8,644} \cdot 100 = 95,5 \%;$$

Барлығы

$$\sum = 100 \% .$$

Есептеудің соңында абсорбердан шығатын тұздың көлемі есетіндігін ескеріп, оның құрамындағы NaCl, бөтен заттар, $(NH_4)_2CO_3$ және H_2O -ың мөлшерлерін есептейміз. Мұнда тұздың тығыздығы $\rho = 1190 \text{ кг/м}^3$, температура $22 \text{ }^\circ\text{C}$, яғни

$$V_{\text{шығу}} = V_{\text{кіру}} \left(\frac{Cl_{\text{баст}}^-}{Cl_{\text{соңы}}^-} \right) = V_{\text{кіру}} \cdot (106/105,6) = 1,25 \cdot \left(\frac{106}{105,6} \right) = 1,255 \text{ м}^3/\text{т сода}.$$

3. 4 Карбонизациялық колоннаның есептелуі

Аммонизацияланған тұздық жұмыстық колоннаға $42 \text{ }^\circ\text{C}$ температурада туралай немесе суытқыштан өткеннен кейін түсуі мүмкін. Біздің жағдайымызда аммонизацияланған тұздық суытылмайды. Келіп түсетін аммонизацияланған тұздың құрамы белгілі: NaCl-89,6н.б.; $NH_{3\text{жал.}}[(NH_4)_2CO_3 + NH_4OH]$ -98 н.б.; CO_2 -70н.б.; $NH_{3\text{жал.}}/Cl = 1,1$.

Кесте 3.4

Карбонизациялық колоннаның материалдық балансы, кг/т сода

Құрамы	Келуі				Кетуі			
	тұздық	газбен	реакция	барлығы	тұздықпен абсорбер 2-ге	газдар мен ККАЖ -1-ге	реакцияға жұмсалды	барлығы
NaCl	1550,1	-	-	1550,1	1550,1	-	-	1550,1
бөтен бөл- р	21,7	-	-	21,7	21,7	-	-	21,7
$(NH_4)_2CO_3$	814	-	109	923	923	-	-	923
NH_4OH	458,4	-	,0	458,4	337,4	-	121	458,4
H_2O	4175,8	36,68	-	4254,2	4230,19	24	-	4254,19
NH_3	-	55,4	41,	75,4	-	75,4	-	75,4
	-	121,6	7	121,6	-	71,6	50	121,6
	-	624	20	660	-	660	-	660
Барлығы	7019,9	873,66	170	-	7062,29	831	171	-

Бірінші енгізілетін газ құрамы технологиялық құрамға сәйкес мынандай мөлшерде болады: CO_2 -75% (көлем), температура 35°C , қысым $3,7 \cdot 10^5 \text{Па}$; екіншілік енгізілетін газ құрамы: CO_2 -32% (көлем), температура 35°C , қысым $2,5 \cdot 10^5 \text{Па}$; КК-дан шығатын газ құрамы: NH_3 -10,6 % (көлем), CO_2 -12,8% (көлем).

Сода пештеріндегі газдағы CO_2 -ің мөлшері, оны абсорберғы газбен араластырғанда 87% (көлем) болады. КК-ғы CO_2 -ің пайдалану дәрежесі 81%. Әкті пештердегі КК-ға қажетті газ мөлшерін алу үшін колоннада өтетін реакцияларға сәйкес есептейміз.

Кесте 3.5

КК-дан шығатын суспензияның сипаттамасы

Құрамы	1 тонна содаға келетін кг мөлшері
$\text{NaHCO}_3^{(c)}$	1619
NaCl	423,6
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	198
NH_4CO_3	231
NH_4Cl	1028
H_2O	4121,5
көлемі, $\text{м}^3/\text{т}$	5,51
тығыздығы ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	1093

Жоғарыдағы есептеулерге сәйкес материалдық балансты есептегеннен кейін кесте құрамыз.

Кесте 3.6

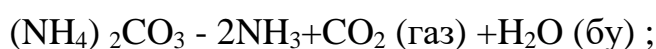
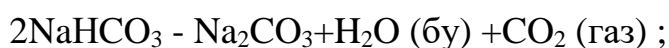
КК-ың материалдық балансы, $\text{кг}/\text{т}$ сода.

Құрамы	Келуі				Кетуі			
	ККГЖ-1-ден келетін тұздықпен	газбен 1-ші және 2-ші кіру	реакция бойынша түзілді	барлығы	суспензиямен сүзуге	газдармен ККГЖ-1-ге	реакцияға жұмсалды	барлығы
NaCl	1550,1	-	-	1550,1	400	-	1150	1550,1
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	21,7	-	-	21,7	21,7	-	-	21,7
NH_4OH	923	-	351	1274	146	-	1128	1274
NaHCO_3	337,4	-	-	337,4	-	-	337,4	337,4
NH_4HCO_3	-	-	1650	1650	1650	-	-	1650
NH_4Cl	-	-	1860	1860	310	-	1550	1860
H_2O	-	-	1050	1050	1050	-	-	1050
H_2O	4230,1	10,75	107,5	4348,5	4105,5	31	212	4348,5
NH_3	-	-	39,1	39,1	-	39,1	-	39,1
CO_2	-	798	-	798	-	116,6	680,4	798
ин. газ	-	473	-	473	-	473	-	473
Барлығы	7062,3	1281,7	5057	-	7683	659,7	5058	-

Сода пештерінің материалдық балансын құруда сүзу қондырғысында алынған тұнбаның құрамын пайдаланамыз:

Компонент	кг/т сода	%
NaHCO ₃	1554	79
(NH ₄) ₂ CO ₃	29,7	1,5
NH ₄ HCO ₃	13,9	0,7
NaCl	5,94	0,3
H ₂ O	366	18,5

Техникалық NaHCO₃-ті кальцинациялаған кезде мынандай негізгі реакциялар өтеді:



Осы реакциялар көмегімен түзілетін немесе жұмсалатын өнімдердің мөлшерлерін есептеуге болады.

Төменде МЕСТ5100-85-ке сәйкес келетін қыздырылған соданың құрамын келтіреміз.

Кесте 3.7

Қыздырылған сода құрамы.

Мөлшері	Марка А-сапаның жоғары бөлігі	Марка Б	
		1-сапа	2-сапа
қыздырылған өнімдегі Na ₂ CO ₃ , (аз еместігі)	99,4	99,2	99
хлоридтер (көп еместігі)	0,2	0,5	0,8

ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл жобалауда өнімділігі 80000 т/жыл болатын кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен алу технологиясы қарастырылып шықты.

Сонда кальцинирленген соданы аммиактік әдіспен алу жолында біз бірнеше технологиялық жобаларды қарастырдық. Олар:

1) бастапқы тұздықты тазалау бөлімі-мұнда осы үдерістің толық түрдегі материалдық балансы есептелініп толығымен жазылды;

2) абсорбция бөлімі (аммонизация) -мұнда осы үдерістің технологиялық бөліміне кіретін абсорбер (сүзгіштің ауа жуғышы) ; ККГЖ-2; АГЖ; АБ-лық колонналар қарастырылып, олардың материалдық және жылу баланстары жазылды.

3) Карбонизация бөлімі-мұнда ААКК (алдын-ала карбонизациялау колоннасы) , ККГЖ-1 және КК-ың материалдық баланстары қарастырылды;

4) Сүзу үдерісі және кальцинация үдерісін қарастырып, дистилляция үдерісінің толық технологиялық жобасын қарастырылды.

ПАЙДАЛАНҒАН НЕГІЗГІ ӘДЕБИЕТТЕР

Оқулықтар мен монографиялар тізімі

1. Шокин И. Н. Крашениников С. А. Технология соды. -М. :Химия, 1975. 283 с.
2. Позин М. Е. Расчеты по технологии неорганических веществ. -Л. :Химия, 1977. 496 с.
3. Крашениников С. А. Технология калцинированной соды и очищенного бикарбоната натрия. -М. :Выс. школа, 1985. 287 с.
4. Дыбина П. В. , Соловьева А. С. , Вишняк Ю. И. Расчеты по технологии неорганических веществ. М. :Выс. школа,1967. 523 с
5. Зайцев И. Д. , Ткач Г. А. , Стоев Н.Б. Производство соды. -М. :Химия, 1986. 311 с.
6. Ткачева А. А. Вопросы экономики производства кальцинированной соды и других продуктов. -Харьков,1987. 121 с.
7. Баталин Ю. В. , Касимов Б. С. , Станкевич Е. Ф. Месторождения природной соды и условия их образования. -М. :Недра,1973. 205 с.
8. Гринберг Я. И. Проектирование химических производств. -М. :Химия, 1970. 269 с.

Протокол анализа Отчета подобия Научным руководителем

Заявляю, что я ознакомился(-ась) с Полным отчетом подобия, который был сгенерирован Системой выявления и предотвращения плагиата в отношении работы:

Автор: Ермак А.О.

Название: ААК «ПАВЛОДАР СОДА» ЖАҒДАЙЫНДА ӨНІМДІЛІГІ 80 МЫН Т/ЖЫЛ КАЛЬЦИЛЕНГЕН СОДА ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ

Координатор: Бексезен Мустахимов

Коэффициент подобия 1:4,7

Коэффициент подобия 2:8,5

Тревога:41

После анализа Отчета подобия констатирую следующее:

- обнаруженные в работе заимствования являются добросовестными и не обладают признаками плагиата. В связи с чем, признаю работу самостоятельной и допускаю ее к защите;
- обнаруженные в работе заимствования не обладают признаками плагиата, но их чрезмерное количество вызывает сомнения в отношении ценности работы по существу и отсутствию самостоятельности ее автора. В связи с чем, работа должна быть вновь отредактирована с целью ограничения заимствований;
- обнаруженные в работе заимствования являются недобросовестными и обладают признаками плагиата, или в ней содержатся преднамеренные искажения текста, указывающие на попытки сокрытия недобросовестных заимствований. В связи с чем, не допускаю работу к защите

Обоснование:

Курсовый проект выполнен самостоятельно,
и к защите допускается

8.05.2019

Дата



Подпись Научного руководителя

Протокол анализа Отчета подобия

заведующего кафедрой / начальника структурного подразделения

Заведующий кафедрой / начальник структурного подразделения заявляет, что ознакомился(-ась) с Полным отчетом подобия, который был сгенерирован Системой выявления и предотвращения плагиата в отношении работы:

Автор: Ержан А.О.

Название: ААҚ «ПАВЛОДАР СОДА» ЖАҒДАЙЫНДА ӨНІМДІЛІГІТ ВО МЫН Т/ЖЫЛ
КАЛЫЦИЛЕНГЕН СОДА ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ

Координатор: Бекежан Мустахимов

Коэффициент подобия 1:4,7

Коэффициент подобия 2:0,5

Тревога:41

После анализа отчета подобия заведующий кафедрой / начальник структурного подразделения констатирует следующее:

- обнаруженные в работе заимствования являются добросовестными и не обладают признаками плагиата. В связи с чем, работа признается самостоятельной и допускается к защите;
- обнаруженные в работе заимствования не обладают признаками плагиата, но их чрезмерное количество вызывает сомнения в отношении ценности работы по существу и отсутствием самостоятельности ее автора. В связи с чем, работа должна быть вновь отредактирована с целью ограничения заимствований;
- обнаруженные в работе заимствования являются недобросовестными и обладают признаками плагиата, или в ней содержатся преднамеренные искажения текста, указывающие на попытки сокрытия недобросовестных заимствований. В связи с чем, работа не допускается к защите.

Обоснование:

Коэффициенты подобия не превышают
допустимые нормы в связи с этим
данной работы проект допускается к защите

8.05.2019

Дата

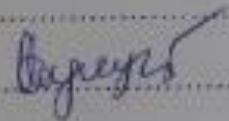
Подпись заведующего кафедрой /

начальника структурного подразделения

Окончательное решение в отношении допуска к защите, включая обоснование:

Обязательные зачисления в дипломном проекте студента Ч.з.в. Ермана А. не обладают признаками плагиата и поэтому допускаются к защите.

8.05.2019



Дата

Подпись заведующего кафедрой /

начальника структурного подразделения