

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені Володимира Даля

Факультет Інженерії
(повне найменування факультету)

Кафедра Хімічної інженерії та екології
(повна назва кафедри)

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до дипломного проекту

освітнього ступеня магістр
(бакалавр, магістр)

спеціальності 161 – Хімічні технології та інженерія
спеціалізація Хімічні технології неорганічних речовин
(шифр і назва спеціальності)

на тему **Виробництво кальцинованої соди потужністю 600 тис. т/рік з розробкою стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини**

Виконав: здобувач вищої освіти групи ТНР-19зм

Дроб'язко Б. О. _____
(прізвище, та ініціали) (підпис)

Керівник Золотарьова О.В. _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Завідувач кафедрою Суворін О.В. _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент Ожередова М.А. _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Северодонецьк - 2021 р.

**СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені Володимира Даля**

Факультет

Інженерії

Кафедра

Хімічної інженерії та екології-

Освітній

ступінь

магістр

(бакалавр, магістр)

Спеціальність

161

-

Хімічні

технології

та

інженерія

Спеціалізація

"Хімічні

технології

неорганічних

речовин"

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Зав. кафедрою ХІЕ

О.В. Суворін

“ _____ ” _____ 2020 р.

ЗАВДАННЯ

НА ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ ЗДОБУВАЧУ ВИЩОЇ ОСВІТИ

Дроб`язко Божена Олександрівна

1. Тема проекту :

Виробництво кальцинованої соди потужністю 600 тис. т/рік з розробкою стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини

Керівник проекту (роботи) Золотарьова Олена В'ячеславівна, к.пед.н.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по інституту від 19.11.2020 р. № 162/15.25

2. Строк подання здобувачем вищої освіти проекту - 15 січня 2021 р.

3. Вихідні дані до проекту: літературні, патентні та регламентні дані.

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):

Вступ. 1. Техніко-економічне обґрунтування. 2. Технологічна частина. 3. Контроль та автоматизація виробництва. 4. Охорона праці. 5. Компонівка технологічного обладнання. 6. Екологія та охорона навколишнього середовища. 7. Техніко-економічні розрахунки. Висновки. Анотація. Список використаної літератури.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень):

1. Технологічна схема (1 лист).
2. Дистилер. Вид загальний (1 лист).

3. Барабанний вакуум-фільтр. Вид загальний (1 лист).
 4. Схема КВПіА стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини (1 лист).
 5. Матеріальний баланс (1 лист).
 6. Техніко-економічні показники (1 лист).
- 6. Дата видачі завдання - 09 листопада 2020 року.**

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

Пор №	Назва етапів дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Вступ	09.11.2020	
2	Техніко-економічне обґрунтування	19.11.2020	
3	Технологічна частина	27.11.2020	
4	Контроль та автоматизація виробництва	07.12.2020	
5	Охорона праці	17.12.2020	
6	Компоновка технологічного обладнання	27.12.2020	
7	Екологія та охорона навколишнього середовища	03.01.2021	
8	Техніко-економічні розрахунки	10.01.2021	
9	Висновки	12.01.2021	

Здобувач вищої освіти
Б.О. _____

(підпис)

_____ Дроб'язко

(прізвище та ініціали)

Керівник проекту

(підпис)

_____ Золотарьова О.В.

(прізвище та ініціали)

ВСТУП

Сода – один з найбільш затребуваних великотоннажних продуктів основної хімії, що має велике значення для хімічної промисловості та інших галузей народного господарства.

У найбільших кількостях кальцинована сода застосовується в якості компонента шихти при виробництві скла: кришталю, оптичного, медичного та електровакуумного скла, склоблоків, піноскла, силікату натрію розчинного.

Сода знаходить широке використання в чорній і кольоровій металургії: для виробництва свинцю, цинку, вольфраму, стронцію, хрому, для десульфурізації і дефосфації чавуну; в нафтохімічній і нафтопереробній промисловості при виробництві синтетичних жирних кислот; при збагаченні уранових руд [1].

В легкій промисловості сода застосовується для біління і фарбування тканини, мерсеризації бавовни, одержання штучного шовку, нітроцелюлози. В шкіряній і взуттєвій промисловості, при переробці хутра сода використовується для лужної обробки матеріалів. У харчовій промисловості сода використовується в якості емульгатора (харчова добавка Е500). Значна кількість соди споживається целюлозно-паперовою промисловістю (при проклеюванні паперу, у виробництві пергаменту, дубителів і головним чином при сульфатній варці целюлози).

У хімічній промисловості сода використовується для одержання каустичної та харчової соди, натрієвих солей (натрієвої селітри, фосфату, фториду та бісульфату натрію, кріоліту), барвників і ін. органічних речовин.

До кінця XVIII ст. користувалися тільки природною содою. В природі сода зустрічається в твердому вигляді в невеликих покладах, у вигляді розчину – в воді деяких содових озер і лужних мінеральних джерел.

В 1792 р. французьким лікарем і хіміком Лебланом був здійснений перший спосіб одержання синтетичної соди. Сутність способу полягала в

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>	<i>Вступ</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>						8	137
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>							
<i>Консультант</i>								
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>					<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		

спіканні сульфату натрію, вапняку (крейди) і вугілля при високій температурі в печах. Отриманий спек оброблювали водою (вилуговували). В результаті вилуговування отримували розчин соди. Його випарювали та виділяли кристали соди. Після їх прожарювання отримували готовий продукт. За цим способом отримували кальциновану соду, що мала високу вартість і низьку якість, крім того, було громіздке апаратурне оформлення процесу. Ці недоліки обумовили пошуки більш економічного способу одержання соди.

В 1865 р. у способу Леблана з'явився конкурент – аміачний спосіб. Ідея виникнення содового способу виникла ще в 1811 р., але тільки в 1865 р. бельгійському інженеру Сольве вдалося здійснити його в промислових масштабах (10 т/добу). Схема та апаратура були настільки продумані й досконалі, що в принципі вони залишилися майже незмінними до сьогодення. За способом Сольве кальциновану соду отримують з кухонної солі, розчин якої насичують аміаком і вуглекислим газом з наступним прожарюванням гідрокарбонату натрію, що випадає в осад. За рахунок використання дешевої сировини – розсолу, економічної витрати палива та механізації виробничих процесів можна отримувати дешеву й високої якості соду. Монополія аміачного способу одержання кальцинованої соди триває до сьогодні – 75% продукції отримується за технологією фірми «Сольвей» (Бельгія) [2].

Велика кількість споживачів кальцинованої соди, наявність потужних сировинних джерел і розвиненого технічного потенціалу сприяють проведенню реконструкції та технічному переоснащенню існуючих виробництв, удосконаленню технології виробництва, застосуванню прогресивних форм організації виробництва, нарощуванню виробничих потужностей.

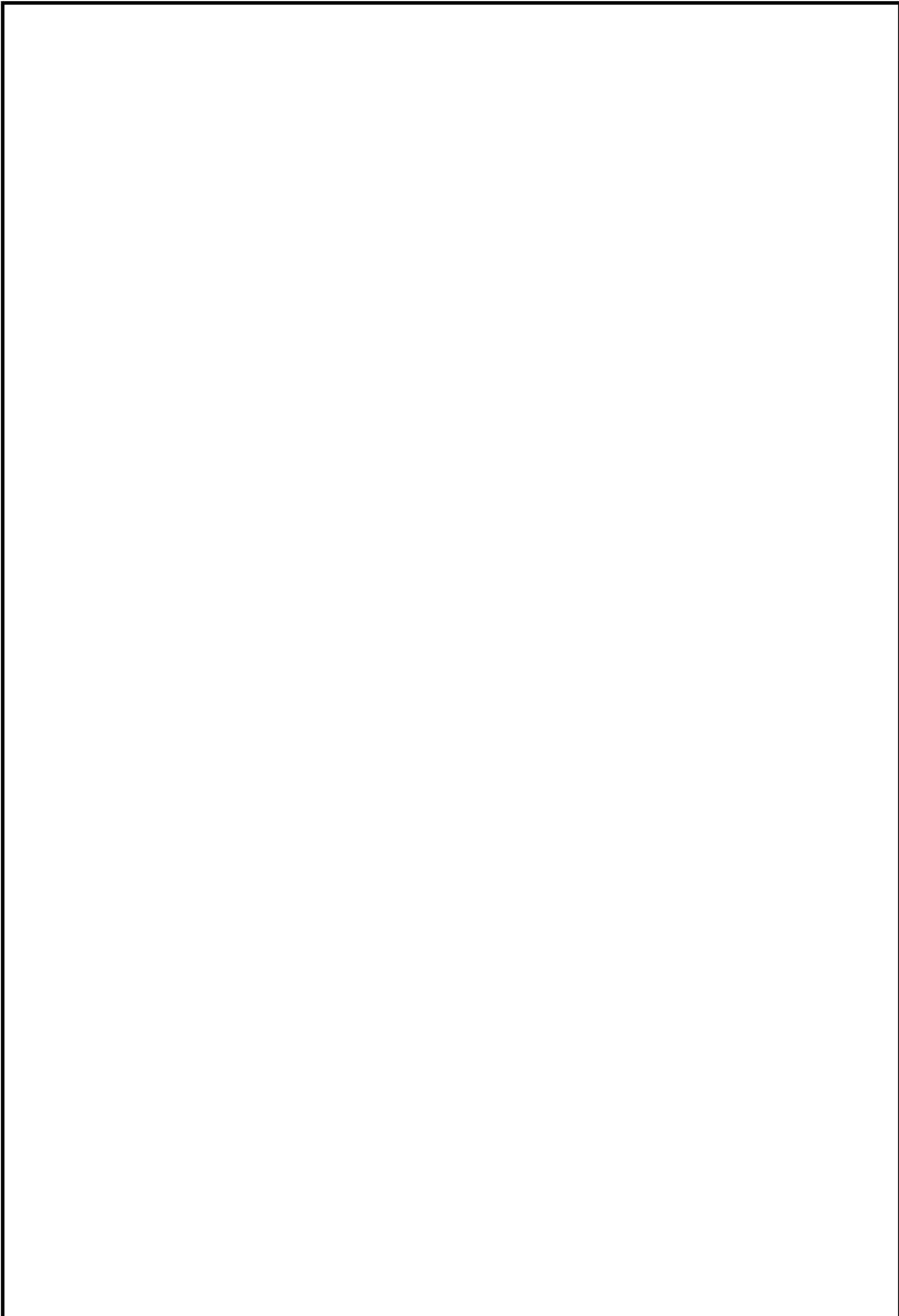
Завданням даного дипломного проекту є проектування виробництва кальцинованої соди потужністю 600 тис. т/рік та розробка стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини.

						ДП.05.01.ПЗ	Арк
							9
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

Зміст

	Вступ	8
1	Техніко-економічне обґрунтування	10
1.1	Аналітичний огляд і патентний пошук	10
1.2	Обґрунтування вибраного способу та місця будівництва об'єкту	16
1.3	Характеристика сировини і готової продукції	18
1.4	Фізико-хімічні основи виробництва	21
2	Технологічна частина	25
2.1	Нові технічні рішення	25
2.2	Опис технологічної схеми	25
2.3	Матеріальні розрахунки	31
2.3.1	Матеріальний розрахунок конденсатора дистиляції (КДС)	31
2.3.2	Матеріальний баланс теплообмінника дистиляції (ТДС)	39
2.3.3	Матеріальний баланс змішувача ЗМ	44
2.3.4	Матеріальний баланс дистилера ДС	50
2.4	Тепловий баланс стадії регенерації аміаку	56
2.4.1	Тепловий розрахунок конденсатора дистиляції (КДС)	56
2.4.2	Тепловий баланс теплообмінника дистиляції (ТДС)	59
2.4.3	Тепловий баланс змішувача ЗМ	61
2.4.4	Тепловий баланс дистилера ДС	63
2.5	Розрахунки основного апарату	65
2.5.1	Опис конструкції і принцип дії дистилера	65
2.5.2	Конструктивний розрахунок протитечійної дірчастої тарілки дистилера	66
2.5.3	Механічний розрахунок дистилера	68
2.6	Розрахунок та вибір технологічного обладнання	70
3	Контроль та автоматизація виробництва	72
3.1	Обґрунтування вибору та опис точок контролю й автоматичного регулювання	72

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>	Зміст	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
Розробив	Дроб'язко						6	137
Керівник	Золотарьова					СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм		
Консультант								
Н.Контроль								
Зав. каф.	Суворін О.В.							



					ДП.501.ПЗ	Арк.
						7
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

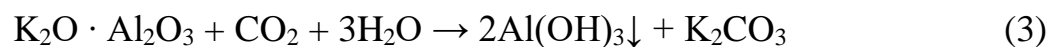
1 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ

1.1 Аналітичний огляд і патентний пошук

Близько 23% виробленої в світі кальцинованої соди отримують з природної сировини, що містить трону $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Кальциновану соду з трони одержують сесквікарбонатним і моногідратним способами. Великомасштабне виробництво з природної соди здійснюється в США, КНР, Туреччині, Кенії, Ботсвані. Малопотужні виробництва є також в Росії, Ефіопії, Нігерії, Чаді.

Знаходять застосування й інші технології отримання товарної кальцинованої соди:

- 1) комплексна переробка нефелінової сировини



- 2) термічна переробка лужних стоків виробництва капролактаму;
- 3) карбонізація каустичної соди (використовується рідко);
- 4) перехресна регенерація хімікатів на деяких целюлозно-паперових підприємствах, що використовують одночасно сульфатний і сульфітний способи виробництва целюлози.

У сучасному світі понад 76% всього обсягу виробленої кальцинованої соди отримують аміачним способом, вихідною сировиною для якого служать кухонна сіль (насичений розчину хлористого натрію), вапняк або крейда, а аміак використовується в якості допоміжної речовини. В теперішній час застосовуються наступні варіанти аміачного способу:

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>				<i>Техніко-економічне обґрунтування</i>	<i>Лім.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листів</i>
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>						10	137
<i>Консультант</i>						<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>							

Таблиця 1.1 – Огляд патентної літератури

Країни, за якими проведено пошук	Індекси патентної класифікації	Вид використаних джерел	Найменування і коротка характеристика винаходу
1	2	3	4
СРСР	C01D 7/18	http://patents.su/1-363661-sposob-regeneracii-ammiaka-iz-filtrovoyi-zhidkosti-v-proizvodstve-sody.html	<p>А.с. № 363661 від 25.12.1972 C01D 7/18 Школьник И. И., Потрашков В. И., Посторонко А. И., Мороз Н. Т., Корецкий В. И. «Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости в производстве соды»</p> <p>Мета винаходу – підвищення ступеня використання вапняного молока.</p> <p>З метою підвищення ступеня використання вапняного молока, непрореаговане вапняне молоко обробляють рідиною теплообмінника дистиляції, що містить хлористий амоній до концентрації його в утвореній суміші 0,5-2,0 г/л.</p>
СРСР	C01D 7/18	http://patents.su/3-611886-sposob-regeneracii-ammiaka-iz-filtrovoyi-zhidkosti-sodovogo-proizvodstva.htm 1	<p>А.с. № 611886 від 25.06.1978 C01D 7/18 Зозуля А. Ф., Зайцев И. Д., Баркалов И. С., Шаповалов Л. В. «Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости содового производства»</p> <p>Метою винаходу є підвищення ступеня використання вапна.</p> <p>Запропонований спосіб регенерації аміаку з фільтрової рідини содового виробництва включає її нагрівання, обробку частини рідини вапном, а другої її частини (10-25%) шламом дистилера, віддування аміаку в дистилері і відділення шламу дистилерна, причому після обробки 10-25% фільтрової рідини шламом дистилерна від отриманої суспензії відділяють тверду фазу, а маточний розчин направляють на стадію обробки фільтрової рідини вапном. За рахунок майже повної утилізації вапна, що міститься в шламі, можна скоротити витрату вапна на 20-23% і зменшити кількість твердих забивань дистилерна та об'єм шламонакопичувачів</p>
СРСР	C01D 7/18	http://patents.su/2-608759-sposob-regeneracii-ammiaka-iz-khloristogo-ammoniya.html	<p>А. с. № 608759 від 30.05.1978 C01D 1/10 Желтоножка В.И., Ковалев А. М., Собин О.С., Балицкий А.С. «Способ регенерации аммиака из хлористого аммония»</p> <p>Мета винаходу – підвищення ступеня регенерації аміаку.</p>

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.05.01.ПЗ

Арк

13

Продовження табл. 1.1

1	2	3	4
			<p>Сутність способу полягає в тому, що регенерацію аміаку проводять шляхом взаємодії хлористого амонію з карбонатом кальцію та сульфатом натрію, при мольному співвідношенні хлористого амонію, карбонату кальцію і сульфату натрію, що дорівнює 2,0 : 1 – 1,1 : 1 – 1,1, при нагріванні до температури кипіння розчину.</p>
СРСР	C01D 7/18	<p>http://patents.su/2-308975-sposob-distillyacii-filtrovojj-zhidkosti-v-proizvodstve-sody.html</p>	<p>А.с. № 308975 від 09.07.1971 C01D 7/18 Сафиуллин Н. Ш., Гиттис Э. Б., Бабкин В. Ю. «Способ дистилляции фильтровой жидкости в производстве соды»</p> <p>Мета винаходу – зменшення корозії в апаратурі дистиляції.</p> <p>Сутність винаходу полягає в проведенні процесу дистиляції в присутності сірчисто-лужних відходів виробництва етилену і синтетичної аміачної води.</p>
СРСР	C01D 7/18	<p>http://patents.su/4-1386566-sposob-regeneracii-ammiaka-iz-filtrovojj-zhidkosti-ammiachno-sodovogo-proizvodstva.htm 1</p>	<p>А.с. № 1386566 від 07.04.1988 C01D 7/18 Шапорев В. П., Гайдаш Н. И., Зайцев И. Д., Титов В. М., Фисенко Л. К., Ткач Г. А. «Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости аммиачно-содового производства»</p> <p>Мета винаходу – зниження витрати вапна і енерговитрат на дистиляцію.</p> <p>Поставлена мета досягається проведенням процесу на першому ступені до досягнення рН = 5,0-6,5, а на другому до досягнення рН = 9,5-10,5 і витримуванням отриманої суспензії перед дистиляцією протягом 3-5 хв. Крім того, перед подачею на другий ступінь з суміші фільтрової рідини з вапняним молоком видаляють тверду фазу.</p>
Україна	C01F 11/00	<p>http://base.uipv.org/searchINV/search.php?action=viewdetails&IdClaim=91656&chapter=description</p>	<p>Патент України № 12336 від 15.02.2006 C01D 1/10, C01D 7/18 Посторонко А.І. «Спосіб регенерації аміаку з фільтрової рідини у виробництві соди».</p> <p>Мета винаходу – зменшення інкрустації гіпсу на поверхні апаратів.</p> <p>Рішення поставленої задачі полягає в тому, що у способі регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди шляхом обробки її після теплообмінника дистиляції у змішувачі вапняним молоком з послідуною відгонкою аміаку у дистилері, у вапняне</p>

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.05.01.ПЗ

Арк

14

Продовження табл. 1.1

1	2	3	4
Україна	C01D 7/18	http://base.uipv.org/searchINV/search.php?action=viewdetails&IdClass=198591&chapter=description	<p>Патент України № 88760 від 25.03.2014 C01D 7/18 Золотарьова О.В., Посторонко А.І., Панстус Д.Є. «Спосіб регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди»</p> <p>Мета винаходу збільшення тривалості роботи дистилера без зупинки на чистку від відкладень гіпсу.</p> <p>Поставлена задача вирішується тим, що у способі регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди шляхом обробки її після теплообмінника дистиляції у змішувачі вапняним молоком з послідуною відгонкою аміаку у дистилері у вапняне молоко перед змішуванням з фільтровою рідиною вводять кубові залишки дистиляції трихлоретилену зі стадії очистки капролактаму, кількістю 0,02-0,05% від маси вапняного молок</p>

Патентний пошук показав, що основними напрямками дослідження та удосконалення процесу дистиляції фільтрової рідини в виробництві кальцинованої соди аміачним способом є: підвищення ступеня регенерації аміаку, зниження витрати вапна і енерговитрат на дистиляцію, зменшення гіпсових відкладень на стінках апаратів, зменшення корозії в апаратурі дистиляції, підвищення ступеня використання вапняного молока.

Відповідно до теми дипломного проекту об'єктом дослідження вибирається пошук способу зменшення гіпсової інкрустації на стінках апаратури стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини.

1.2 Обґрунтування вибраного способу та місця будівництва об'єкту

В якості місця будівництва проектованого виробництва кальцинованої соди аміачним способом пропонується обрати місто Лисичанськ Луганської області.

Сировиною для виробництва кальцинованої соди аміачним способом є карбонатна сировина (крейда або вапняк) і хлористий натрій в вигляді

										Арк
										16
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.05.01.ПЗ

1.3 Характеристика сировини та готової продукції

В якості карбонатної сировини для одержання вапна та вуглекислого газу використовується вапняк або крейда. Карбонатна сировина, що поступає на виробництво, має наступний склад, %мас. [4]:

	Вапняк	Крейда
CaCO ₃	92-96	85-86
MgCO ₃	2	0,6-1,0
SiO ₂ і нерозчинний осад	0,5-3,5	1,2-2,0
CaSO ₄	0,3-0,5	0,1-0,3
Al ₂ O ₃ +Fe ₂ O ₃	0,3-0,6	0,2-0,4
Волога	до 0,5	12,0-13,0

Вапняк представляє собою тверду породу з щільністю 2,4-2,9 г/см³, крейда – м'яку пористу породу з щільністю 1,8-2,0 г/см³.

Склад сирого розсолу, що використовується в виробництві кальцинованої соди представлений нижче [2]:

зовнішній вигляд	безбарвний
вміст NaCl, г/л, не менше	310
вміст Ca ²⁺ і Mg ²⁺ , г/л, не більше	0,005
вміст SO ₄ ²⁻ , г/л, не більше	6
вміст NaOH, г/л	0,05-0,10
вміст Na ₂ CO ₃ , г/л	0,38-0,42
загальна лужність, г/л, не більше	0,40
прозорість за хрестом і точками, мм стовпа рідини, не менше	1200

Для випалу карбонатної сировини в якості технологічного палива застосовується кокс. В табл. 1.2 представлені показники якості ливарного коксу згідно ГОСТу 3340-88 [15].

Таблиця 1.2 – ГОСТ 3340-88. Кокс литейный каменноугольный.

Технические условия

Найменування показника	Норма для марки і класу					
	КЛ-1		КЛ-2		КЛ-2	
	60 мм і більше	40 мм і більше	60 мм і більше	40 мм і більше	60 мм і більше	40 мм і більше
Масова частка загальної сірки, %, не більше	0,6		1,0		1,4	
Зольність, %, не більше	12,0		11,0		11,5	
Масова частка загальної вологості в робочому стані палива, %, не більше	5,0		5,0		5,0	
Показник міцності, не менше	76	73	78	77	78	77
Масова частка кусків розміром менше нижньої межі, %, не більше	14(20)	6	14(20)	6	14(20)	6
в тому числі кусків менше 40 мм, %, не більше	5	–	5	–	5	–

Аміак не входить до складу готового продукту, а здійснює лише замкнутий цикл. Після стадії регенерації газоподібний аміак повертається знову в виробничий процес. Неминучі при цьому втрати компенсуються введенням синтетичної аміачної води. Синтетична аміачна вода повинна відповідати нормам ГОСТу 9-92. Для виробництва кальцинованої соди використовується аміачна вода марки «А», фізико-хімічні показники якої наведені в табл. 1.3 [16].

Таблиця 1.3 – ГОСТ 9-92. Аммиак водный технический.

Технические требования

Найменування показника	Норма для марки «А»
Зовнішній вигляд	Прозора безбарвна рідина
Масова частка аміаку, %, не менше	25
Масова частка аміаку, %, в перерахунку на азот	Не нормується
Масова концентрація нелеткого залишку, г/дм ³ , не більше	0,07
Масова концентрація діоксиду вуглецю, г/дм ³ , не більше	Не нормується

Кальцинована сода – карбонат натрію, безводний вуглекислий натрій, хімічна формула – Na₂CO₃. Молекулярна маса – 105,99 г/моль. Температура

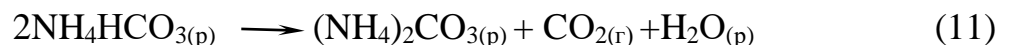
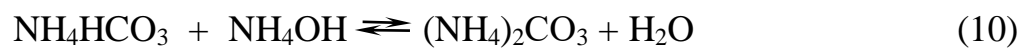
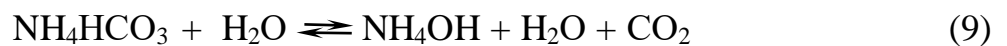
										Арк
										19
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.05.01.ПЗ

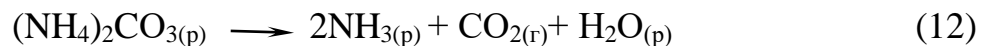
1.4 Фізико-хімічні основи виробництва

Регенерація аміаку з фільтрової та інших рідин содового виробництва здійснюється на стадії регенерації (дистиляції) аміаку. Зазвичай, частина розчиненого аміаку зв'язана з діоксидом вуглецю, тому при розкладанні вуглекислих солей амонію разом з аміаком відганяється і повертається у виробництво діоксид вуглецю.

Вуглекислі солі амонію гідролізуються в розчині. При цьому мало розчинний діоксид вуглецю виділяється в газову фазу, а добре розчинний аміак залишається в розчині, зсуваючи рівновагу у бік утворення середньої солі:



Діоксид вуглецю починає виділятися у газову фазу вже при 35-40°C.



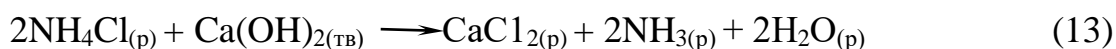
При 80°C виділяється 62% CO₂ і лише ~ 9% NH₃. Внаслідок високої розчинності аміаку його не можна виділити з рідини шляхом її нагрівання навіть до 100°C.

Для зниження розчинності аміаку і відгонки його в газову фазу необхідно понизити тиск аміаку в газовій фазі. Для цього використовується водяна пара, яка барботується через рідину, нагріває її, і, виділяючись в газову фазу, розбавляє газ, знижує парціальний тиск аміаку і згідно з законом Генрі сприяє його виділенню з рідини. Присутність CO₂ в рідині знижує рівноважний тиск аміаку над рідиною і тим самим ускладнює його відгонку. З цієї ж причини погіршується відгонка CO₂ із-за присутності в розчині аміаку. Таким чином, швидкість і повнота відгонки аміаку з рідини залежить від температури, тиску аміаку в газовій фазі і від складу рідини.

									Арк
									21
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

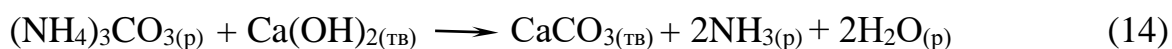
ДП.05.01.ПЗ

Для регенерації аміаку з хлориду амонію необхідна дія більш сильного лугу, який міг би витіснити NH_4^+ з NH_4Cl . У содовому виробництві для цієї мети використовується вапняне молоко



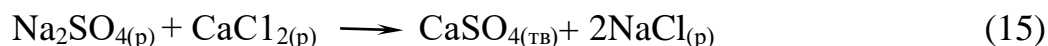
Швидкість цієї реакції визначається швидкістю розчинення $\text{Ca}(\text{OH})_2$, тобто залежить від ступеня дисперсності вапняного молока. Високий ступінь дисперсності має значення особливо до кінця розкладання хлориду амонію, коли концентрація останнього і надлишок $\text{Ca}(\text{OH})_2$ малі, а концентрація CaCl_2 або іонів Ca^{2+} , які ускладнюють розчинення $\text{Ca}(\text{OH})_2$, велика. Аміак, який утворюється при розкладанні NH_4Cl , відганяється шляхом дистиляції при нагріванні рідини до 95-115°C гострою парою.

Перед подачею вапняного молока необхідно ретельно розкласти вуглекислий амоній і видалити з розчину діоксид вуглецю, в противному випадку вуглекислий амоній вступатиме в реакцію з вапняним молоком:



Ця реакція є шкідливою, оскільки з утвореним карбонатом кальцію, що направляється з дистилерною рідиною у відвал, втрачаються вапняне молоко і діоксид вуглецю.

У фільтровій рідині присутня невелика кількість Na_2SO_4 , яка утворюється при очищенні сирого розсолу від CaSO_4 і MgSO_4 . При високій концентрації іонів Ca^{2+} у тверду фазу виділяється CaSO_4



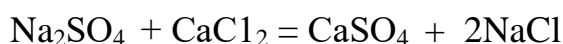
Кристалізація гіпсу викликає в процесі дистиляції небажані ускладнення: утворений гіпс відкладається на внутрішніх поверхнях апаратів і трубопроводів, знижує їх пропускну спроможність, а отже, і продуктивність, збільшує гідравлічний опір, який зв'язаний з необхідністю періодичного, дуже трудомісткого видалення утворених інкрустацій.

										Арк
										22
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата						

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Нові технічні рішення, прийняті в проекті

З усіх побічних реакцій, що протікають в дистилері та змішувачі, найбільш небажаною є утворення гіпсу, який відкладається на внутрішніх поверхнях апаратів і трубопроводів (9):



При осадженні сульфату кальцію утворюються розчини, пересичені CaSO_4 . Кристалізація цієї солі при знятті перенасичення є суттєвим фактором в процесі утворення твердих відкладень на стінках апаратів. Тому необхідно здійснювати заходи, які сприятимуть зменшенню і навіть зняттю пересичення. Швидкість зняття перенасичення залежить від умов змішування рідини з вапняним молоком, якості вапняного молока, наявності твердих домішок і кристалів затравки як центрів кристалізації CaSO_4 .

Боротьба з інкрустацією (гіпсова кірка) в дистилері і трубопроводах – одна з найбільш серйозних проблем содового виробництва. Від її рішення залежить збільшення часу експлуатації дистилера між зупинками на чистку, що, у свою чергу, дозволяє скоротити кількість резервної апаратури.

Новим технічним рішенням, з метою зняття пересичення розчину по сульфат-іону, пропонується введення в фільтрову рідину добавки поліакриламід у кількості 0,01%мас. від кількості фільтрової рідини, що поступає на стадію дистилляції.

2.2 Опис технологічної схеми

Виробництво кальцинованої соди аміачним способом складається з наступних стадій:

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>	<i>Технологічна частина</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>						25	137
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>							
<i>Консультант</i>								
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>					<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		

- очищення сирого розсолу від солей кальцію та магнію;
- абсорбція – насичення очищеного розсолу аміаком;
- карбонізація амонізованого розсолу діоксидом вуглецю – насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю;
- фільтрація – відділення кристалів гідрокарбонату натрію від маточної рідини;
- кальцинація – прожарювання гідрокарбонату натрію;
- регенерація аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини.

Опис технологічної схеми виробництва кальцинованої соди аміачним способом по стадіям представлена нижче.

Стадія очищення сирого розсолу

Приготовлений содовий розчин з мішалки (поз. 3) і вапняне молоко з мішалки (поз.2) надходять у змішувач (поз.4), а зі змішувача – в реактор (поз. 5), куди подають також сирий розсіл зі збірника (поз.1). З реактора суспензія надходить у відстійник Дорра (поз. 6). Очищений розсіл подається в напірний бак (поз.7), а потім передається на стадію абсорбції. Шлам з відстійника відкачується на подальшу переробку.

Стадія абсорбції

На стадії абсорбції встановлені дві колони. Одна колона складається з: холодильника газу дистиляції (ХГДС), другого промивача газу карбонізаційних колон (ПГКЛ-2), першого абсорбера (АБ-1), другого абсорбера (АБ-2), збірника слабкого амонізованого розсолу (ЗСАР). Друга колона складається з: промивача повітря фільтрів (ППФЛ), промивача газу абсорбції (ПГАБ), санітарного промивача газу карбонізаційних колон (СПГКЛ) і збірника слабкого амонізованого розсолу (ЗСАР).

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>	Арк
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		26

Очищений розсіл подається на стадію абсорбції двома потоками. Перший потік подається на ППФЛ (поз. 9), де розсіл насичується NH_3 з повітря вакуум-фільтрів (поз.45). Після ППФЛ повітря вакуум-насосом (поз.8) викидається в атмосферу з концентрацією NH_3 не більше $0,4 \text{ г/м}^3$. Слабкоамонізований розсіл із ППФЛ надходить у ЗСАР (поз. 10), звідки поступає у ПГКЛ-2 (поз.12).

Другий потік подається в санітарний промивач газу колон СПГКЛ (поз.20), де насичується NH_3 і CO_2 з газів після ПГКЛ-2. Гази, пройшовши сепаратор (поз.21), викидаються в атмосферу з концентрацією NH_3 не більше $0,3 \text{ г/м}^3$, а розсіл надходить на ПГАБ (поз.11). Після ПГАБ амонізований розсіл надходить у збірник слабого амонізованого розсолу ЗСАР (поз.10), звідки відцентровим насосом у ПГКЛ-2.

У ПГКЛ-2 два потоки поєднуються. Пройшовши ПГКЛ-2, розсіл поглинає NH_3 і частково CO_2 з газу після ПГКЛ-1 (поз.18), виходить самопливом на АБ-1 (поз.13). Тут уловлюється NH_3 і CO_2 з газів після АБ-2 (поз.14). Розсіл у процесі абсорбції NH_3 нагрівається і поглинальна здатність його зменшується. Тому амонізований розсіл, пройшовши АБ-1, надходить у АБ-2, який постачається холодильними бочками для відведення надлишкового тепла. Розсіл насичується NH_3 і CO_2 з газу стадії дистиляції, що охолоджується в холодильнику газу дистиляції ХГДС (поз.36) до температури $58-60^\circ\text{C}$. Після охолодження розсолу в холодильнику амонізованого розсолу ХАР (поз.15) рідина з температурою $28-32^\circ\text{C}$ через збірник амонізованого розсолу ЗАР (поз.16) подається відцентровим насосом на карбонізаційні колони.

Стадія карбонізації

Амонізований розсіл із збірника амонізованого розсолу ЗАР (поз.16) надходить у колону попередньої карбонізації КЛПК (поз. 17), в яку подається газ вапняних печей. Проходячи через КЛПК, амонізований розсіл розчиняє

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	27
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

бікарбонат натрію, що осів на внутрішніх поверхнях колони, і поглинає CO_2 із газу.

Розчин, що виходить із КЛПК, направляється в перший промивач газу колон ПГКЛ-1 (поз. 18), в нижню частину якого поступає газ з осаджувальної колони КЛ (поз. 19) і із КЛПК (поз. 17). В ПГКЛ-1 розчин додатково поглинає CO_2 . Рідина із ПГКЛ-1 надходить в КЛ. У нижню частину колони подається «міцний» газ, що містить 70-80%(об.) CO_2 , який одержують змішуванням газів кальцинації з газом вапняних печей. У середню частину подається газ вапняних печей. Газ із КЛ направляється в ПГКЛ-1, а суспензія – на стадію фільтрації.

Стадія фільтрації

Суспензія із КЛ поступає в корито вакуум-фільтра (поз.45), де відбувається розділення суспензії. Осад надходить на скребковий конвеєр (поз.47), що направляє NaHCO_3 на стадію кальцинації. На промивання вакуум-фільтра надходить промивна вода із промивача газів кальцинації ПГПК (поз.42) через промивний бак (поз.46). Фільтрат із сепаратора поступає в збірник фільтрової рідини ЗФР (поз.23), звідки відцентровий насос відкачує його на регенерацію.

Стадія кальцинації

Вологий NaHCO_3 направляють у паровий кальцинатор (поз. 48), куди також надходить гаряча ретурна сода. Кальцинована сода виводиться з кальцинатора і за допомогою системи транспорту (поз. 55) подається в елеватор (поз. 56), звідки системою транспорту подається на склад. Частина соди повертається в паровий кальцинатор в якості ретура.

Гази кальцинації проходять сухе очищення в циклоні (поз. 49), потім мокре в колекторі (поз. 50), що зрошується слабкою рідиною. Рідина стікає в

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	28
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

циркуляційний резервуар (поз. 51), а газу направляються для охолодження у холодильник газу кальцинації ХГПК (поз. 41). Із ХГПК газ поступає для остаточного очищення в промивач газу кальцинації ПГПК (поз. 42) і сепаратор (поз. 44), потім надходить на компресію.

Вода із ХГПК надходить у мішалку (поз. 53), куди також надходить NaHCO_3 . Потім суспензія відцентровим насосом подається в декарбонізатор ДКБ (поз. 54), куди в нижню частину подається пара. Із ДКБ содовий розчин направляється в цех каустику.

Стадія регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини

Зі стадії фільтрації фільтрова рідина надходить у збірник фільтрової рідини ЗФР (поз. 23). Тут в фільтрову рідину вноситься добавка поліакриламід у кількості 0,01%мас. для зняття пересичення розчину по сульфат-іону. Відцентровим насосом через напірний бак (поз. 24) фільтрова рідина подається в конденсатор дистиляції КДС (поз. 25) і рухається зверху вниз. Протитечією рухається гаряча парогазова суміш із теплообмінника дистиляції ТДС (поз. 26). В результаті теплообміну фільтрова рідина, проходячи КДС, нагрівається до 74-80°C і гідрокарбонат амонію, що знаходиться в рідині, розкладається з виділенням CO_2 . Парогазова суміш охолоджується і з неї конденсується водяна пара. Цей конденсат передається в ТДС. Газ після КДС проходить через сепаратор (поз. 34) і подається на стадію абсорбції.

Після КДС нагріта фільтрова рідина надходить у ТДС і рухається зверху вниз, нагріваючись до 95-97°C, гарячою парогазовою сумішшю, яка підіймається з дистилера (поз. 29). При цьому відбувається остаточне розкладання вуглеамонійних солей з виділенням діоксиду вуглецю в газову фазу. В ТДС закінчується також розкладання невеликої кількості гідрокарбонату та карбонату натрію при взаємодії їх з хлористим амонієм.

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	29
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Розкладання вуглекислих солей і видалення CO_2 з рідини є основним призначенням ТДС.

Із ТДС фільтрова рідина, звільнена від CO_2 , поступає у змішувач ЗМ (поз. 28), де вона змішується з вапняним молоком, яке надходить з мішалки вапняного молока (поз. 27). В результаті взаємодії $\text{Ca}(\text{OH})_2$ з NH_4Cl утворюються NH_4OH і CaCl_2 .

Рідина зі змішувача ЗМ надходить у дистилер ДС (поз.29) і рухається зверху вниз поступово, втрачаючи NH_3 . Парогазова суміш з ДС надходить в ТДС.

Потім рідина надходить у перший випарник ВП-1 (поз.30), де з неї виділяється водяна пара. Пара направляєтся в змішувач ЗМ (поз.28). Дистилерна рідина з випарника ВП-1 надходить в випарник ВП-2 (поз.31), звідки через репульпатор (поз.32) відцентровими насосами подається в шламонакопичувач «біле море». Газ пароструминним компресором (поз.33) подається в теплообмінник дистиляції ТДС (поз.26).

Крім регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини здійснюється відгонка NH_3 і CO_2 з так званих слабких рідин, які утворюються в результаті конденсації водяної пари з парогазової суміші, утвореної при кальцинації гідрокарбонату натрію в паровому конденсаторі та в холодильнику газу дистиляції (стадія абсорбції). Слабка рідина зі збірника слабкої рідини ЗСР (поз.36) подається в дистилятор слабкої рідини ДСР (поз. 38), в нижню частину якого подається гостра пара. Пара нагріває рідину та відганяє аміак і діоксид вуглецю в газову фазу. Парогазова суміш далі поступає холодильнику газу дистиляції слабкої рідини ХГДСР (поз. 36) і після охолодження направляєтся на стадію абсорбції. Рідина після ДСР збирається в збірнику дегазованої рідини (поз.39), звідки насосом її направляють на приготування содового розчину для виробництва харчової соди [5].

						Арк
						30
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

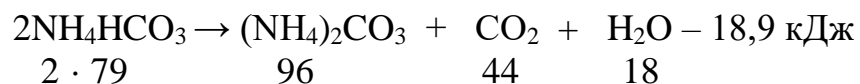
2.3 Матеріальні розрахунки

2.3.1 Матеріальний розрахунок конденсатора дистиляції (КДС)

В КДС надходить фільтрова рідина наступного складу [18]:

NaCl	- 462 кг/ т соди	- 27,7 н.д.	$V = 5,7 \text{ м}^3/\text{т соди}$
Домішки	- 3,6 кг/ т соди		$\rho = 1091 \text{ кг}/\text{м}^3$
Na ₂ SO ₄	- 18,0 кг/ т соди	- 0,89 н.д.	загальний Cl ⁻ = 92,7 н.д.
Na ₂ CO ₃	- 11,6 кг/ т соди	- 0,76 н.д.	загальний NH ₃ = 90,09 н.д.
(NH ₄) ₂ CO ₃	- 177,8 кг/ т соди	- 12,99 н.д.	(436,5 кг/т соди)
NH ₄ HCO ₃	- 254 кг/ т соди	- 11,3 н.д.	CO ₂ (заг.) = 36,35 н.д.
NH ₄ Cl	- 992,2 кг/ т соди	- 65,0 н.д.	(227 кг/т соди)
NH ₄ OH	- 7,7 кг/ т соди	- 0,8 н.д.	t = 30 °C
H ₂ O	- 4282,84 кг/ т соди		прямий титр = 25,85 н.д.
Всього	6217,54 кг/ т соди		

При русі фільтрової рідини по трубках КДС вона нагрівається від 30°C до 75°C. При цьому гідрокарбонат амонію, який знаходиться в фільтровій рідині, розкладається (11)



Згідно реакції (11) кількість розкладеного NH₄HCO₃ дорівнює 254,4 кг/т соди. При цьому утворюється

(NH₄)₂CO₃

$$\frac{254,4 \cdot 96}{2 \cdot 79} = 154,6 \text{ кг/т соди};$$

CO₂

$$\frac{254,4 \cdot 44}{2 \cdot 79} = 70,9 \text{ кг/т соди};$$

H₂O

						Арк
						31
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\frac{254,4 \cdot 18}{2 \cdot 79} = 29 \text{ кг/т соди.}$$

CO₂ і пари H₂O, які виділилися в КДС із фільтрової рідини, приєднуються до основного потоку парової суміші, яка направляється в ХГДС.

Визначаємо кількість водяних парів, які виділяються з фільтрової рідини в газову фазу разом із CO₂ при нагріванні рідини від 322 до 75°C.

Розрахунок виконується на кінцеву температуру рідини – 75°C (348°K).

Пружність водяних парів при 75°C $P_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} = 289,1$ мм рт. ст.

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе $P_{\text{H}_2\text{O}} = 289,1 \cdot 0,8 = 231$ мм рт. ст. (0,304 атм).

Тиск над фільтровою рідиною дорівнює тиску газу на виході із КДС 760 мм рт. ст.

Тиск сухого діоксиду вуглецю дорівнює

$$P_{\text{CO}_2\text{сух}} = 760 - 231 = 529 \text{ мм рт. ст. (0,695 атм).}$$

$$\frac{P_{\text{CO}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{H}_2\text{O}}}, \quad \text{звідки} \quad V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{CO}_2}}. \quad (16)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{231 \cdot 36,5}{529} = 15,76 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 12,67 \text{ кг/т соди.}$$

Склад газу на виході із КДС приймається з умови, що кількість аміаку, яка подається в ДС повинна дорівнювати його кількості в фільтровій рідини, за відніманням втрат його з дистилерною рідиною.

Ці втрати згідно регламенту становлять 0,65 кг NH₃ на 1 т соди (0,1 н.д.).

Приймаємо також, що з теплообмінника дистиляції в змішувач надходить фільтрова рідина, яка містить 0,8 н.д. залишкової вуглекислоти. Кількість (NH₄)₂CO₃, яка міститься в цій рідині, еквівалентна CO₂, тобто 0,8 н.д.

						ДП.05.01.ПЗ	Арк
							32
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

Кількість втраченої вуглекислоти складає

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{втр.}} = 0,8 \cdot 1,1 \cdot 5,7 = 5,02 \text{ кг/т соди.}$$

де 1,1 – перевідний коефіцієнт з н.д. в кг/м³.

З урахуванням втрат NH₃ і CO₂ в нижню частину КДС із теплообмінника дистиляції надходить газ, який містить

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{вх.}} = 436,5 - 0,65 = 435,9 \text{ кг/т соди (574,3 м}^3\text{/т соди);}$$

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{вх.}} = 227 - 70,9 - 5,02 = 151,0 \text{ кг/т соди (76,9 м}^3\text{/т соди).}$$

Температура газу на виході із ТДС – 89 °С. Тиск газу на виході із ТДС – 780 мм рт. ст. (103,974 кПа). Для температури 89 °С пружність водяної пари дорівнює $P_{\text{H}_2\text{O}} = 506,1$ мм рт.

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе:

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 506,1 \cdot 0,8 = 406 \text{ мм. рт. ст. (0,534 атм).}$$

Тиск сухого газу

$$P_{\text{с.г.}} = 780 - 406 = 374 \text{ мм. рт. ст. (0,492 атм).}$$

$$V_{\text{с.г.}} = V_{\text{NH}_3} + V_{\text{CO}_2} + V_{\text{ін.}}, \quad (17)$$

$$V_{\text{с.п.}} = 574,3 + 76,9 + 5,8 = 656,6 \text{ м}^3\text{/т соди,}$$

де 5,8 – кількість інертного газу (повітря), що поступає в дистиляційну колону з гріючою парою, м³/т соди (або 7,5 кг/т соди).

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{с.г.}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{с.г.}}}, \quad (18)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{656,7 \cdot 406}{374} = 712,8 \text{ м}^3\text{/т соди або 573 кг/т соди.}$$

Склад газу на вході в КДС:

									Арк
									33
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

NH_3 - 435,9 кг/т соди

$t = 89^\circ\text{C}$

CO_2 - 151 кг/т соди

тиск 780мм рт. ст.

H_2O - 573 кг/т соди

Інертний газ - 7,5 кг/т соди

Всього 1167,4 кг/т соди

Парогазова суміш, що поступає в КДС, піднімаючись вгору, охолоджується від 89°C до 70°C фільтровою рідиною, яка рухається зверху вниз по трубах. Фільтрова рідина нагрівається при цьому від $t = 30^\circ\text{C}$ до $t = 75^\circ\text{C}$.

При охолодженні парогазової суміші з неї конденсується водяна пара і в утвореному конденсаті розчиняються аміак і діоксид вуглецю.

Кількість утвореного конденсату визначається за різницею вмісту водяних парів в газі на вході в КДС і на виході з нього. Вміст водяної пари на вході в КДС $g_{\text{H}_2\text{O}_{\text{вх}}} = 573$ кг/т соди (713 м³/т соди). Вміст водяної пари на виході із КДС приймаємо за невідоме x нм³.

Сконденсувалося водяної пари

$$g_{\text{H}_2\text{O}_{\text{конд}}} = (713 - x) \cdot \frac{18}{22,4}, \text{ кг/т соди.}$$

При густині конденсату $\rho_k = 1040$ кг/м³ його об'єм складе

$$V_k = (713 - x) \cdot \frac{18}{22,4 \cdot 1040}, \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Вміст NH_3 і CO_2 в конденсаті може бути знайдений екстраполяцією даних діаграми Ю. Собчукова до температури 80°C (середня температура

$$\frac{70 + 89}{2} \approx 80^\circ\text{C}): C_{\text{NH}_3} = 37 \text{ н.д.}, C_{\text{CO}_2} = 5,3 \text{ н.д.}$$

Кількість NH_3 розчиненого в конденсаті

									Арк
									34
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ				

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{к}} = \frac{37 \cdot 17}{20} (713 - x) \cdot \frac{18 \cdot 22,4}{22,4 \cdot 1040 \cdot 17} = 0,03(713 - x) \text{ м}^3/\text{т соди};$$

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{к}} = \frac{5,3 \cdot 22}{20} \cdot (713 - x) \cdot \frac{18 \cdot 22,4}{22,4 \cdot 1040 \cdot 44} = 0,002(713 - x) \text{ м}^3/\text{т соди}.$$

Температура газу на виході із КДС – 70°C. Тиск газу на виході із КДС – 760 мм рт. ст.

Пружність водяних парів при $t = 70^\circ$ $P_{\text{H}_2\text{O}}^\circ = 233,7$ мм рт. ст.

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе $P_{\text{H}_2\text{O}} = 233,7 \cdot 0,8 = 187$ мм рт. ст. (0,245 атм).

Кількість інертного газу приймаємо рівною його кількості, що надходить в АБ-2 із ХГДС. $V_{\text{ін.}} = 5,8$ м³/т соди.

Тиск сухих газів

$$P_{\text{с.п.}} = 760 - 187 = 573 \text{ мм рт. ст. (0,75 атм)}.$$

$$V_{\text{NH}_3} = 574,6 - 0,03 (713 - x) \quad (19)$$

$$V_{\text{CO}_2} = 76,9 + 36,1 - 0,002 (713 - x) \quad (20)$$

$$\frac{x}{187} = \frac{574,6 - 0,03(713 - x) + 76,9 + 36,1 - 0,072(713 - x)}{573}.$$

Вирішуючи рівняння, одержимо $x = 218,85$ м³/т соди або 175,9 кг/ т соди

Сконденсувалося водяної пари в КДС

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{к}} = 573 - 15,9 = 397 \text{ кг/ т соди},$$

або

$$V_{\text{к}} = \frac{397}{1040} = 0,38 \text{ м}^3/\text{т соди}.$$

В цій кількості розчиняється

						ДП.05.01.ПЗ	Арк
							35
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{к}} = \frac{37 \cdot 17 \cdot 0,38}{20} = 12 \text{ кг/т соди};$$

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{к}} = \frac{5,3 \cdot 44 \cdot 0,38}{40} = 2,2 \text{ кг/т соди.}$$

Вміст NH_3 в газі на виході із КДС

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{вих}} = 435,9 - 12 = 423,9 \text{ кг/ т соди.}$$

Вміст CO_2 в газі на виході із КДС

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{вих}} = 70,9 + (151 - 2,2) = 219,7 \text{ кг/ т соди.}$$

Склад конденсату:

H_2O - 397 кг/ т соди

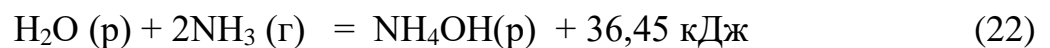
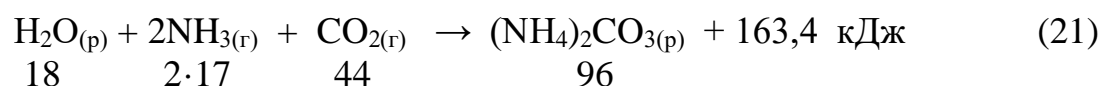
NH_3 - 12 кг/ т соди

CO_2 - 2,2 кг/ т соди

Всього 411,2 кг/ т соди

Конденсат направляється на малу дистиляцію для відгону з нього NH_3 і CO_2 .

При розчиненні NH_3 і CO_2 в конденсаті протікають реакції:



Кількість CO_2 , розчиненого в конденсаті $g_{\text{CO}_2}^{\text{к}} = 2,2 \text{ кг/т соди.}$

Кількість NH_3 , витраченого на реакцію (21)

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{//}} = \frac{2,2 \cdot 2 \cdot 17}{44} = 1,7 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість H_2O , витраченої на реакцію (21)

					ДП.05.01.ПЗ	Арк
						36
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{II}} = \frac{2,2 \cdot 18}{44} = 0,9 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3(\text{p})$, утвореного за реакцією (21)

$$g_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3}^{\text{II}} = \frac{2,2 \cdot 96}{44} = 4,8 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість NH_3 , витраченого на реакцію (22)

$$g_{\text{NH}_3}^{\text{III}} = 12,2 - 1,7 = 10,3 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість H_2O , витраченої на реакцію (22)

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{III}} = \frac{10,3 \cdot 18}{17} = 10,9 \text{ кг/ т соди.}$$

Кількість утвореного NH_4OH за реакцією (22)

$$g_{\text{NH}_4\text{OH}}^{\text{III}} = \frac{10,3 \cdot 35}{17} = 21,2 \text{ кг/т соди.}$$

Склад конденсату в солях:

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	- 4,8 кг/т соди
NH_4OH	- 21,2 кг/т соди
H_2O	$397 - 0,9 - 10,9 = 385,2$ кг/т соди
<hr/>	
Всього	411,2 кг/т соди

Баланс води

Прихід:

1. Приходить води з фільтровою рідиною	- 4282,84 кг/т соди
2. Приходить води з водяною парою	- 573 кг/т соди
3. Приходить з аміачною водою	- 7,3 кг/т соди
4. Утворюється за реакцією(6.1)	- 29 кг/т соди
<hr/>	
Всього приходить води в КДС	- 4892,14 кг/т соди

Витрата:

1. Уходить води з газом у ХГДС	- 175,9 кг/т соди
2. Уходить води разом із CO ₂ (з фільтрової рідини)	- 12,67 кг/т соди
3. Витрата за реакцією	- 11,8 кг/т соди
4. Уходить води з конденсатом	- 397 кг/т соди
5. Уходить з фільтровою рідиною в ТДС	- x кг/т соди

Всього уходить води із КДС $x + 597,4$ кг/т соди; $x = 4294,77$ кг/т соди

Баланс (NH₄)₂CO₃

Прихід:

1. Приходить із фільтровою рідиною	- 177,8 кг/т соди
2. Утворюється за реакцією (4.1)	- 154,6 кг/т соди
3. Утворюється за реакцією (4.2)	- 4,8 кг/т соди
Всього	- 337,2 кг/т соди

Витрата:

1. Уходить з конденсатом	- 4,8 кг/т соди
2. Уходить з фільтровою рідиною	- 332,4 кг/т соди
Всього йде	- 337,2 кг/т соди

Склад рідини на виході із КДС.

NaCl	- 462 кг/т соди - 27,7 н.д.	
Домішки	- 3,6 кг/т соди	
Na ₂ SO ₄	- 18,0 кг/т соди - 0,89 н.д.	$\rho = 1077,5 \text{ кг/м}^3$
Na ₂ CO ₃	- 11,6 кг/т соди - 0,76 н.д.	
(NH ₄) ₂ CO ₃	- 332,4 кг/т соди - 24,3 н.д.	$V = 5,72 \text{ м}^3/\text{т соди}$
NH ₄ Cl	- 992,2 кг/т соди - 65 н.д.	
NH ₄ OH	- 7,7 кг/т соди - 0,8 н.д.	
H ₂ O	- 4294,77 кг/т соди	
Всього	- 6122,27 кг/т соди	

Оскільки об'єм води на вході і на виході практично не змінюється (0,38%), приймаємо незмінність об'єму фільтрової рідини по всій висоті КДС.

Склад вихідної рідини:

загальний $\text{Cl}^- = 92,7$ н.д.

прямий титр = $0,76 + 24,3 + 0,8 = 25,96$ н.д. ; загальний $\text{NH}_3 = 90,1$ н.д.

CO_2 (заг.) = $24,3$ н.д.

$t = 75$ °C

Результати розрахунків зводимо в таблицю матеріального балансу конденсатора дистиляції (табл. 2.1.).

Таблиця 2.1 – Матеріальний баланс конденсатора дистиляції (КДС)

Компоненти	Прихід, кг/т соди					Витрата, кг/т соди				
	з фільтровою рідиною	з аміачною волюю	з газом із ТДС	Від хімічної реакції	Разом	з фільтровою рідиною	з конденсатом на малу дистиляцію	з газом в ХГДС	На хімічну реакцію	Разом
NaCl	462,0	–	–	–	462,0	462,0	–	–	–	462,0
домішки	3,6	–	–	–	3,6	3,6	–	–	–	3,6
Na ₂ SO ₄	18,0	–	–	–	18,0	18,0	–	–	–	18,0
Na ₂ CO ₃	11,6	–	–	–	11,6	11,6	–	–	–	11,6
(NH ₄) ₂ CO ₃	177,8	–	–	159,4	337,2	332,4	4,8	–	–	337,2
NH ₄ HCO ₃	254,4	–	–	–	254,4	–	–	–	254,4	254,4
NH ₄ OH	7,7	–	–	21,2	29,2	7,7	21,2	–	–	29,2
NH ₄ Cl	992,2	–	–	–	992,2	992,2	–	–	–	992,2
H ₂ O	4282,84	7,3	573,0	29,0	4892,14	4294,77	385,2	175,9	11,8	4867,67
NH ₃	–	–	435,9	–	435,9	–	–	423,9	12	435,9
CO ₂	–	–	151,0	70,9	221,9	–	–	219,7	2,2	221,9
інертний газ (сухий)	–	–	7,5	–	7,5	–	–	7,5	–	7,5
Всього	6217,54	7,3	1167,4	280,5	7665,64	6122,27	411,2	855,61	280,4	7641,17

2.3.2 Матеріальний баланс теплообмінника дистиляції (ТДС)

В теплообмінник дистиляції надходить фільтрова рідина вказаного вище складу із КДС [18].

Склад газу на виході з ТДС

H₂O - 573 кг/т соди

t газу з ТДС - 89 °С

NH₃ – 435,9 кг/т соди

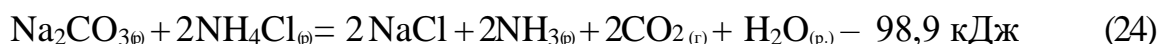
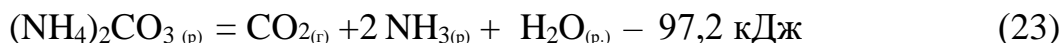
P = 780 мм рт.ст.

CO₂ - 151 кг/т соди

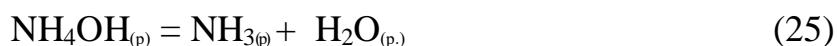
Інертний газ – 7,5 кг/т соди

Всього 1167,4 кг/т соди

В теплообміннику протікають реакції



NH₄OH, який знаходиться в фільтровій рідині при високій температурі (80 °С і вище), переходить в негідратований стан



Теплота цієї реакції мала і в розрахунку не враховується. За технологічним регламентом в рідині на виході із ТДС вміст CO₂ повинен бути не більше 1 н.д. Приймаємо вміст CO₂ рівним 0,8 н.д.

Цій кількості CO₂ буде відповідати (NH₄)₂CO₃

$$g_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3}^{\text{зал.}} = \frac{332,4 \cdot 0,8}{24,3} = 11.$$

де 24,3 – вміст (NH₄)₂CO₃ в фільтровій рідині на вході в ТДС, н.д.

Кількість (NH₄)₂CO₃, що розкладається в ТДС

$$g'_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = 332,4 - 11 = 321,4 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість CO₂, що утворюється за реакцією (23)

$$g'_{\text{CO}_2} = \frac{321,4 \cdot 44}{96} = 147,3 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість NH₃(p), що утворюється за реакцією (23)

									Арк
									40
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.05.01.ПЗ

$$g'_{\text{NH}_3} = \frac{321,4 \cdot 2 \cdot 17}{96} = 113,8 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється H_2O за реакцією (24)

$$g'_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{31,4 \cdot 18}{96} = 60,3 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачається Na_2CO_3 (р) на реакцію (24) $g''_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 11,6 \text{ кг / т соди.}$

Витрачається NH_4Cl на реакцію (24)

$$g''_{\text{NH}_4\text{Cl}} = \frac{11,6 \cdot 107}{106} = 11,7 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється NaCl за реакцією (24)

$$g''_{\text{NaCl}} = \frac{11,6 \cdot 117}{106} = 12,8 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється NH_3 за реакцією (24)

$$g''_{\text{NH}_3\text{р-н}} = \frac{11,6 \cdot 34}{106} = 3,7 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється CO_2 за реакцією (24)

$$g''_{\text{CO}_2} = \frac{11,6 \cdot 44}{106} = 4,8 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється H_2O за реакцією (24)

$$g''_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{11,6 \cdot 18}{106} = 1,92 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачається NH_4OH на реакцію (25) $g'''_{\text{NH}_4\text{OH}} = 7,7 \text{ кг/т соди.}$

Утворюється NH_3 за реакцією (25)

$$g'''_{\text{NH}_3\text{р-н}} = \frac{7,7 \cdot 17}{35} = 3,74 \text{ кг/т соди.}$$

						Арк
						41
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Утворюється H_2O за реакцією (25)

$$g_{H_2O}^m = \frac{7,7 \cdot 18}{35} = 4,0 \text{ кг/т соди.}$$

Визначення вмісту водяних парів в парогазовій суміші на вході в ТДС

Приймаємо, що весь аміак виділяється в газову фазу в дистилері.

Склад газу

NH_3	- 435,4 кг/т соди (573,7 м ³ / т соди)
CO_2	- 151,0 – 147,3 = 3,7 кг/т соди (1,88 м ³ / т соди)
H_2O	- x кг/т соди
Інертний газ	- 7,5 кг/т соди (5,8 м ³ / т соди)

Температура рідини на виході ТДС 97°C. Для температури 97°C пружність водяної пари $P_{H_2O}^{\circ} = 682$ мм рт.ст.

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе $P_{H_2O}^{\circ} = 682 \cdot 0,8 = 545$ мм рт. ст. (72500 Па).

Температура газу на вході в ТДС 100 °C.

Тиск газу на вході в ТДС 840 мм рт.ст. (111700 Па).

Тиск сухого газу

$$P_{с.г.} = 840 - 545 = 295 \text{ мм рт.ст. (392335 Па)}$$

$$V_{H_2O} = \frac{V_{с.г.} \cdot P_{H_2O}^{\circ}}{P_{с.г.}},$$

$$V_{H_2O} = \frac{581,3 \cdot 545}{295} = 1074 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 863 \text{ кг/ т соди.}$$

Конденсується H_2O в ТДС

$$g_{H_2O}^k = 863 - 573 = 290 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 0,29 \text{ м}^3/\text{ т соди.}$$

Об'єм фільтрової рідини на виході із ТДС

						Арк
						42
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

$$V_{\text{ф.р.ТДС}} = 5,70 + 0,29 = 5,99 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Баланс води

Прихід:

1. Приходить води з фільтровою рідиною	- 4294,77 кг/т соди
2. Приходить водяна пара з газом із ДС	- 863 кг/т соди
3. Утворюється за реакціями	- 66,22 кг/т соди
<hr/>	
Всього приходить води	5224,0 кг/т соди

Витрата:

1. Уходить в вигляді водяної пари в КДС	- 573 кг/т соди
2. Уходить з фільтровою рідиною	- x кг/т соди
<hr/>	
Всього уходить води	x + 573 кг/т соди, звідки x = 4651 кг/т соди

Баланс NH_4Cl

1. Приходить із КДС	- 992,2 кг/т соди
2. Витрачається на реакцію	- 11,7 кг/т соди
<hr/>	
Іде в змішувач	980,5 кг/т соди

Баланс $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$

1. Розкладається в ТДС	- 321,4 кг/т соди
2. Приходить із фільтровою рідиною із КДС	- 332,4 кг/т соди
<hr/>	
Уходить в змішувач	- 11,0 кг/т соди

Баланс NaCl

1. Приходить із КДС	- 460 кг/т соди
2. Витрачається на реакцію	- 12,8 кг/т соди
<hr/>	
Уходить в змішувач	- 474,8 кг/т соди

Склад рідини на виході із ТДС (вихід в ЗМ)

NaCl	- 474,8 кг/т соди	- 27 н.д.
Домішки	- 3,6 кг/ т соди	
Na ₂ SO ₄	-18,0 кг/ т соди	- 0,85 н.д.
(NH ₄) ₂ CO ₃	- 11 кг/т соди	- 0,77 н.д.
NH ₄ Cl	-980,5 кг/т соди	- 67,2 н.д.
NH ₃	- 121,24 кг/т соди	- 23,8 н.д.
H ₂ O	- 4651,0	

Всього 6260,1 кг/т соди

$V = 5,99 \text{ м}^3/\text{т соди}$, $\rho = 1045 \text{ кг/м}^3$,

загальний $\text{Cl}^- = 88,2 \text{ н.д.}$,

прямий титр 24,57 н.д., загальний $\text{NH}_3 - 85 \text{ н. д.}$,

$\text{CO}_2 (\text{заг.}) = 0,77 \text{ н.д.}$, $t = 97 \text{ }^\circ\text{C}$

Загальний вміст NH_3 в рідині

$$\frac{85 \cdot 17 \cdot 5,99}{20} = 432,8 \text{ кг/т соди.}$$

Результати розрахунку заносимо в таблицю матеріального балансу теплообмінник дистиляції (табл. 2.2).

2.3.3 Матеріальний баланс змішувача ЗМ

В змішувач надходить [18]:

- фільтрова рідина (склад вказаний вище);
- вапняне молоко:

CaO/Ca(OH)_{2акт.} - 230 н.д. - 427 кг/м³

CaCO₃ - 10 н. д - 25 кг/м³

тверді інертні домішки - 60 кг/м³

Температура вапняного молока - 96 °С. Густина $\rho = 1250 \text{ кг/м}^3$.

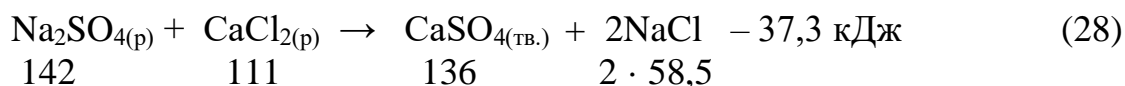
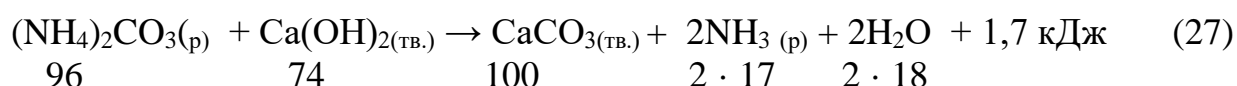
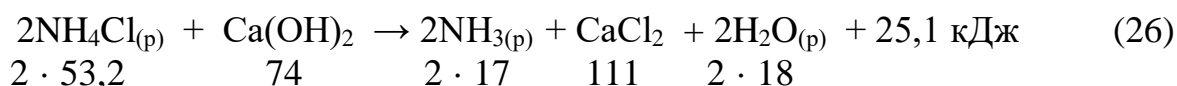
									Арк
									44
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.05.01.ПЗ

Таблиця 2.2 – Матеріальний баланс теплообмінника (ТДС)

Компоненти	Прихід, в кг/т соди				Витрата, в кг/т соди			
	з фільтровою рідиною із КДС	з газом із ДС і ЗМ	Від хімічної реакції	Разом	з фільтровою рідиною в ЗМ	з газом у КДС	На хімічну реакцію	Разом
NaCl	462,0	–	12,8	474,8	474,8	–	–	474,8
домішки	3,6	–	–	3,6	3,6	–	–	3,6
Na ₂ SO ₄	18,0	–	–	18,0	18,0	–	–	18,0
Na ₂ CO ₃	11,6	–	–	11,6	-	–	11,6	11,6
(NH ₄) ₂ CO ₃	332,4	–	–	332,4	11	–	321,4	331,4
NH ₄ HCO ₃	-	–	–	–	–	–	–	–
NH ₄ OH	7,7	–	–	7,7	–	–	7,7	7,7
NH ₄ Cl	992,2	–	–	992,2	980,5	–	11,7	992,2
H ₂ O	4294,77	863	66,22	5224	4651	573	–	5224
NH ₃	–	432,8	121,4	554,2	121,24	432,8	–	554,2
CO ₂	–	-	152,1	152,1	–	152,1	–	152,1
інертний газ (сухий)	–	7,5	–	7,5	–	7,5	–	7,5
Всього	6122,27	1303,3	352,52	6999,7	6230,1	1165,4	352,4	6937,7

В змішувачі протікають реакції



Крім цих реакцій у змішувачі відбувається частковий відгін аміаку за реакцією



В змішувачі з рідини переходить в газову фазу 20-25% розчиненого аміаку (цей газ змішується з газом, який йде із ДС).

Витрачається NH_4Cl на реакцію (27) $g'_{\text{NH}_4\text{Cl}} = 980,5 \text{ кг/т соди.}$

Витрачається $\text{Ca}(\text{OH})_2$ на реакцію (27)

$$g'_{\text{Ca}(\text{OH})_2} = \frac{980,5 \cdot 74}{107} = 678 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється $\text{NH}_3(\text{р})$ за реакцією (27)

$$g'_{\text{NH}_3(\text{р})} = \frac{980,5 \cdot 34}{107} = 311,6 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється CaCl_2 за реакцією (27)

$$g'_{\text{CaCl}_2} = \frac{980,5 \cdot 111}{107} = 1017 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється H_2O за реакцією (27)

$$g'_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{980,5 \cdot 2 \cdot 18}{107} = 330 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачається Na_2SO_4 на реакцію (28) $g''_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 18 \text{ кг/т соди.}$

Витрачається CaCl_2 на реакцію (28)

$$g''_{\text{CaCl}_2} = \frac{18 \cdot 111}{142} = 14,1 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється CaSO_4 за реакцією (28)

$$g''_{\text{CaSO}_4} = \frac{18 \cdot 136}{142} = 17,3 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється NaCl за реакцією (28)

$$g''_{\text{NaCl}} = \frac{18 \cdot 117}{142} = 14,8 \text{ кг/т соди.}$$

									Арк
									46
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

Витрачається $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ на реакцію (29) $g_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3}''' = 11 \text{ кг/т соди}$

Витрачається $\text{Ca}(\text{OH})_2$ на реакцію (29)

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_2}''' = \frac{11 \cdot 74}{96} = 8,5 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється CaCO_3 за реакцією (29)

$$g_{\text{CaCO}_3}''' = \frac{11 \cdot 100}{96} = 11,4 \text{ кг/т соди.}$$

Всього витрата $\text{Ca}(\text{OH})_2$ за реакціями (27) і (29)

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^{\text{заг.}} = 678 + 8,5 = 686,5 \text{ кг/т соди.}$$

Відповідно до регламенту надлишок $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в рідині на виході зі ЗМ становить 2,5 н.д. Це значить, що на виході зі ЗМ кожний 1 м^3 рідини повинен містити

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^{\text{над.}} = \frac{2,5 \cdot 3,7}{20} = 4,6 \text{ кг/т соди.}$$

Загальна витрата $\text{Ca}(\text{OH})_2$ на 1 т соди складає

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_2} = 686,5 + 4,6 \cdot V_{\text{ф.р.}}$$

Надходить в змішувач 432,8 кг/ т соди. Приймаємо, що відганяється аміаку зі ЗМ 22% від його загального вмісту або

$$432,8 \cdot 0,22 = 95 \text{ кг/т соди (125 нм}^3\text{/т соди).}$$

При відгоні аміаку з рідини об'єм її зменшується на 0,12% від свого початкового об'єму на кожне нормальне ділення видаленого NH_3 .

Кількість видаленого аміаку, віднесена до початкового об'єму фільтрової рідини

$$g_{\text{NH}_3} = \frac{95 \cdot 20}{17} = 19 \text{ н.д./т соди.}$$

						Арк
						47
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Сумарне зменшення об'єму фільтрової рідини при відгоні 19 н.д. аміаку в % складе

$$V = 0,12 \cdot 19 = 2,28\%.$$

Кінцевий об'єм фільтрової рідини

$$V_{\text{ф.р.}} = 5,99 - 5,99 \cdot 0,0228 = 5,85 \text{ м}^3.$$

Визначаємо об'єм вапняного молока

$$V_{\text{в.м.}} = \frac{686,5 + (4,6 \cdot 5,85)}{427} = 1,7 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Об'єм рідини на виході зі ЗМ

$$V_{\text{заг.}} = 5,85 + 1,7 = 7,55 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Втрати $\text{Ca}(\text{OH})_{2\text{над.}}$ з дистилерною рідиною

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_{2\text{над.}}} = 4,6 \cdot 7,55 = 34,5 \text{ кг/т соди.}$$

Всього витрачається $\text{Ca}(\text{OH})_2$

$$g_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^{\text{над.}} = 686,5 + 34,5 = 721,0 \text{ кг/ т соди.}$$

Надходить солей з вапняним молоком:

$\text{Ca}(\text{OH})_2$ - 721 кг/т соди

CaCO_3 $25 \cdot 1,7 = 42,5$ кг/т соди

Інертні домішки $60 \cdot 1,7 = 102,0$ кг/т соди

Всього твердих солей 865,5 кг/т соди

Густина вапняного молока $\rho = 1250 \text{ кг/м}^3$, надходить води з вапняним молоком

$$g_{\text{H}_2\text{O}} = 1250 \cdot 1,7 - 865,5 = 1259,5 \text{ кг/т соди.}$$

Баланс води

1. Приходить із фільтровою рідиною із ТДС - 4651 кг/ т соди

2. Приходить із вапняним молоком - 1259,5 кг/ т соди

3. Утворюється за реакціями - 334,1 кг/ т соди

Всього приходить води 6244,6 кг/ т соди

									Арк
									48
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.05.01.ПЗ

Уходить із суспензією в ДС

6244,6 кг/ т соди

Склад суспензії на виході зі ЗМ

1. рідка фаза

NaCl	$44,8 + 14,8 = 489,6$ кг/т соди	22 н.д.
Домішки	3,6 кг/т соди	
NH _{3(р)}	337,8 кг/т соди	52,6 н.д.
CaCl ₂	$1017 - 14,1 = 1012,9$ кг/т соди	49,5 н.д.
H ₂ O	6244,6 кг/т соди	
Всього	8088,5 кг/т соди	

2. тверда фаза

Ca(OH) ₂	34,5 кг/т соди
CaCO ₃	$42,5 + 1,4 = 53,9$ кг/т соди
CaSO ₄	17,3 кг/т соди
Інертні гази	102 кг/т соди
Всього	207,7 кг/т соди

Об'єм освітленої частини суспензії $V = 7,55 \text{ м}^3 / \text{т соди}$

Температура суспензії 94 °С

Густина $\rho = 1070 \text{ кг/м}^3$

Сумарна вага суспензії

$$g_{\text{сусп.}} = 8088,5 + 207,7 = 8288,2 \text{ кг/т соди.}$$

Отримані дані зводимо в таблицю матеріального балансу змішувача (табл. 2.3).

									Арк
									49
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.05.01.ПЗ

Таблиця 2.3 – Матеріальний баланс змішувача (ЗМ)

Компоненти	Прихід, кг/т соди					Витрата, кг/т соди				
	З фільтровою рідиною із ТДС	З вапняним молоком		Від хімічних реакцій	Разом	Із суспензією в ДС		На хімічні реакції	З газом у ТДС	Разом
		Рідка фаза	Тверда фаза			Рідка фаза	Тверда фаза			
NaCl	474,8	–	–	14,8	489,6	489,6	–	–	–	489,6
домішки	3,6	–	–	–	3,6	3,6	–	–	–	3,6
Na ₂ SO ₄	18,0	–	–	–	18,0	–	–	18	–	18
NH ₄ Cl	980,5	–	–	–	980,5	–	–	980,5	–	980,5
(NH ₄) ₂ CO ₃	11,0	–	–	–	11,0	–	–	11,0	–	11,0
NH ₃	121,24	–	–	315,51	436,75	337,8	–	–	95	432,8
H ₂ O	4651	1259,5	–	334,1	6244,6	6244,6	–	–	–	6244,6
Ca(OH) ₂	–	–	721,0	–	721,0	–	34,5	686,5	–	721,0
CaCO ₃	–	–	42,5	11,4	53,9	–	53,9	–	–	53,9
тверді інертні домішки	–	–	102,0	–	102,0	–	102,0	–	–	102,0
CaCl ₂	–	–	–	1017	1017	1012,9	–	14,1	–	1027
CaSO ₄	–	–	–	17,3	17,3	–	17,3	–	–	17,3
Всього	6230,1	1259,5	865,5	1724,21	10101,3	8088,5	207,7	1710,1	95	10095,3

2.3.4 Матеріальний баланс дистилера ДС

Із змішувача в дистилер поступає суспензія (склад вказаний вище).

Із ДС і ЗМ у ТДС надходить газ наступного складу [18]:

NH₃ - 435,4 кг/т соди (з нього виділяється в ЗМ 95 кг/т соди)

H₂O - 863 кг/т соди

Інертний газ - 7,5 кг/т соди

Всього 1305,9 кг/т соди

Температура газу на виході із ДС - 100°C.

Тиск газу на виході із ДС - 840 мм рт.ст.

З нижньої частини дистилера виходить суспензія, освітлена частина якої містить: загальний Cl⁻ - 67 н. д., загальний NH₃ - 0,1 н. д.,

										Арк
										50
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.05.01.ПЗ

В нижню частину ДС подається гостра насичена пара з температурою 115°C (P = 1290 мм рт.ст.): I = 2698 кДж/кг.

Водяна пара, яка подається в дистилер, частково конденсується, однак загальний об'єм рідини змінюється незначно. Це пов'язано зі зменшенням об'єму рідини при відгоні з неї аміаку відповідно до реакції.

Сумарний кінцевий об'єм рідини знаходимо за вмістом іона Cl⁻ в ній на вході в ДС (зі ЗМ) і на виході з нього в (ВИП-1). Середня густина дистилерної рідини на виході із ДС з урахуванням твердих домішок, що в ній містяться, дорівнює 1100 кг / т соди.

Об'єм освітленої частини дистилерної рідини на виході із ДС

$$V_{\text{вих}}^{\text{ос.}} = \frac{V_{\text{вх}}^{\text{ос.}} \cdot Cl'_{\text{вх}}}{Cl'_{\text{вих}}}, \quad (30)$$

$$V_{\text{вих}}^{\text{ос.}} = \frac{7,55 \cdot 70,3}{67} = 7,92 \text{ м}^3 / \text{соди.}$$

Вага суспензії на виході із ДС

$$1100 \cdot 7,92 = 8714 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість солей і твердих домішок в дистилерній рідині

$$489,6 + 3,6 + 1012,9 + 0,65 + 207,7 = 1714,45 \text{ кг/т соди,}$$

де 0,65 – втрати аміаку в дистилерній рідині.

Кількість води в дистилерній рідині

$$8714 - 1714,45 = 6999,55 \text{ кг/т соди.}$$

Баланс води

Прихід:

1. Приходить води з фільтровою рідиною	- 6244,6 кг/т соди
2. Приходить з гриючою парою	- x кг/т соди
<hr/>	
Всього приходить води	x + 6244,6 кг/т соди

						Арк
						51
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Витрата:

1. Уходить в ТДС із парогазовою сумішшю	- 863 кг/т соди
2. Уходить з дистилерної рідиною в ВИП	- 16999,55 кг/т соди
<hr/>	
Всього йде води	7862,65 кг/т соди, х = 1618 кг/т соди

В дистилерній рідині на виході із ДС міститься:

1. Рідка фаза

NaCl	- 489,6 кг/т соди
Домішки	- 3,6 кг/т соди
NH ₃	- 0,65 кг/т соди
CaCl ₂	- 1012,9 кг/т соди
H ₂ O	- 6999,55 кг/т соди
<hr/>	
Всього	8506,3 кг/т соди

2. Тверда фаза

Ca(OH) ₂	- 34,5 кг/т соди
CaCO ₃	- 53,9 кг/т соди
CaSO ₄	- 17,3 кг/т соди
Тверді домішки	- 102,0 кг/т соди
<hr/>	
Всього	207,7 кг/т соди

Отримані дані зводимо в таблицю матеріального балансу дистилера (табл. 2.4.).

Годинна потужність виробництва складає

$$\frac{600000}{358 \cdot 24} = 69,8 \text{ т/год}$$

де 600000 – задана потужність виробництва, т/рік;

358 – ефективний фонд роботи виробництва, доба.

Кількісні величини матеріальних балансів основних апаратів стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини на годинну потужність заносимо до таблиці зведеного матеріального балансу (табл. 2.5).

									Арк
									52
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ				

Таблиця 2.4 – Матеріальний баланс дистилера (ДС)

Компоненти	Прихід, кг/т соди				Витрата, кг/т соди			
	Із суспензією зі ЗМ		З водяною паром	Разом	З дистилерною рідиною		З газом в ТДС	Разом
	Рідка фаза	Тверда фаза			Рідка фаза	Тверда фаза		
NaCl	489,6	–	–	489,6	489,6	–	–	489,6
домішки	3,6	–	–	3,6	3,6	–	–	3,6
CaCl ₂	1012,9	–	–	1012,9	1012,9	–	–	1012,9
H ₂ O	6244,6	–	1618	7862,6	6999,55	–	863	7862,6
Ca(OH) ₂	–	34,5	–	34,5	–	34,5	–	34,5
CaSO ₄	–	17,3	–	17,3	–	17,3	–	17,3
CaCO ₃	–	53,9	–	53,9	–	53,9	–	53,9
інертний газ	–	–	7,5	7,5	–	–	7,5	7,5
Інертні домішки	–	102,0	–	102,0	–	102,0	–	102,0
NH ₃	337,8	–	–	337,8	0,65	–	435,4	436,05
Всього	8088,5	207,7	1625,5	10019,95	8506,3	207,7	1305,9	9921,7

Таблиця 2.5 – Матеріальний баланс стадії регенерації аміаку та діоксиду

Прихід	кг/годину	% мас.	Витрата	кг/годину	% мас.
1	2	3	4	5	6
Конденсатор дистиляції (КДС)					
1. Фільтрова рідина:			1. Фільтрова рідина в ТДС:		
NaCl	32262,6	7,4	NaCl	32262,6	7,5
домішки	251,4	0,1	домішки	251,4	0,1
Na ₂ SO ₄	1257,0	0,3	Na ₂ SO ₄	1257,0	0,3
Na ₂ CO ₃	810,1	0,2	Na ₂ CO ₃	810,1	0,2
(NH ₄) ₂ CO ₃	12416,2	2,9	(NH ₄) ₂ CO ₃	23212,3	5,4
NH ₄ HCO ₃	17765,4	4,1	NH ₄ OH	537,7	0,1
NH ₄ OH	537,7	0,1	NH ₄ Cl	69287,7	16,2
NH ₄ Cl	69287,7	16,0	H ₂ O	299914,1	70,1
H ₂ O	299081,0	69,0	Разом:	427532,8	100,0
Разом:	433669,0	100,0	2. Конденсат на малу дистиляцію:		
2. Аміачна вода:			(NH ₄) ₂ CO ₃	335,2	1,1
H ₂ O	509,8	100,0	NH ₄ OH	1480,4	5,0
Разом:			H ₂ O	27993,7	93,9
3. З газом із ТДС	509,8	100,0	Разом:	29809,4	100,0
H ₂ O	40014,0	49,1	3. З газом в ХГДС:		
NH ₃	30439,9	37,3	H ₂ O	12283,5	21,3
CO ₂	10544,7	12,9	NH ₃	29602,0	51,3
інертний газ	523,7	0,6	CO ₂	15342,2	26,6
Разом:	81522,3	100,0	інертний газ	523,7	0,9
4. Від хімічної реакції:			Разом:	57751,4	100,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	23456,7	63,3	4. На хімічну реакцію:		
NH ₄ OH	4993,0	13,5	NH ₄ HCO ₃	22716,5	60,3
H ₂ O	3540,5	9,6	H ₂ O	3622,2	9,6
CO ₂	5067,7	13,7	NH ₃	5027,9	13,3
Разом:	37058,0	100,0	CO ₂	6298,9	16,7
			Разом:	37665,5	100,0
Разом:	552759,1		Разом:	552759,1	

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата
-----	-----	----------	--------	------

ДП.05.01.ПЗ

Арк

53

Продовження табл. 2.5

1	2	3	4	5	6
Теплообмінник дистиляції (ТДС)					
1. Фільтрова рідина з КДС:			1. Фільтрова рідина в ЗМ:		
NaCl	32262,6	7,5	NaCl	33156,4	7,6
домішки	251,4	0,1	домішки	251,4	0,1
Na ₂ SO ₄	1257,0	0,3	Na ₂ SO ₄	1257,0	0,3
Na ₂ CO ₃	810,1	0,2	(NH ₄) ₂ CO ₃	768,2	0,2
(NH ₄) ₂ CO ₃	23212,3	5,4	NH ₄ Cl	68470,7	15,7
NH ₄ OH	537,7	0,1	H ₂ O	324790,5	74,3
NH ₄ Cl	69287,7	16,2	NH ₃	8466,5	1,9
H ₂ O	299914,1	70,1	Разом:	437160,6	100,0
Разом:	427532,8	100,0	2. Газ у КДС		
2. Газ ДС і ЗМ			H ₂ O	40014,0	49,2
H ₂ O	66340,8	63,9	NH ₃	30223,5	37,1
NH ₃	36899,4	35,6	CO ₂	10621,5	13,1
інертний газ	523,7	0,5	інертний газ	523,7	0,6
Разом:	103764,0	100,0	Разом:	81382,7	100,0
3. Від хімічної реакції			3. На хімічну реакцію		
NaCl	893,9	3,6	Na ₂ CO ₃	3624,3	9,7
H ₂ O	4624,3	18,8	(NH ₄) ₂ CO ₃	24565,6	65,7
NH ₃	8477,7	34,4	NH ₄ OH	5165,5	13,8
CO ₂	10621,5	43,1	NH ₄ Cl	4015,4	10,7
Разом:	24617,3	100,0	Разом:	37370,8	100,0
Разом:	555914,1		Разом:	555914,1	
Змішувач (ЗМ)					
1. Фільтрова рідина із ТДС:			1. Суспензія в ДС:		
NaCl	33156,4	7,6	рідка фаза	564839,4	97,5
домішки	251,4	0,1	тверда фаза	14504,2	2,5
Na ₂ SO ₄	1257,0	0,3	Разом:	579343,6	100,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	768,2	0,2	2. На хімічні реакції:		
NH ₄ Cl	68470,7	15,7	Na ₂ SO ₄	1257,0	1,1
H ₂ O	324790,5	74,3	NH ₄ Cl	68477,7	57,3
NH ₃	8466,5	1,9	(NH ₄) ₂ CO ₃	768,2	0,6
Разом:	437160,6	100,0	Ca(OH) ₂	47939,9	40,1
2. Вапняне молоко:			CaCl ₂	980,4	0,8
рідка фаза	87953,9	59,3	Разом:	119423,2	100,0
тверда фаза	60439,9	40,7	3. Газ у ТДС:		
Разом:	148393,9	100,0	NH ₃	6494,4	100,0
3. Від хімічної реакції:			Разом:		
NaCl	1040,5	0,9			
NH ₃	22115,9	18,5			
H ₂ O	23428,8	19,6			
CaCO ₃	831,0	0,7			
CaCl ₂	71040,5	59,3			
CaSO ₄	1250,0	1,0			
Разом:	119706,7	100,0			
Разом:	705261,2		Разом:	6494,4	100,0

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата
-----	-----	----------	--------	------

ДП.05.01.ПЗ

Арк

54

Продовження табл. 2.5

1	2	3	4	5	6
Дистилер (ДС)					
1. Суспензія зі ЗМ:			1. Дистилерна рідина:		
рідка фаза	564839,4	97,5	рідка фаза	585252,1	97,1
тверда фаза	14504,2	2,5	тверда фаза	17247,9	2,9
Разом:	579343,6	100,0	Разом:	602500,0	100,0
2. Водяна пара			2. Газ у ТДС		
H ₂ O	119902,2	99,6	H ₂ O	66340,8	68,2
інертний газ	523,7	0,4	інертний газ	523,7	0,5
Разом:	120426,0	100,0	NH ₃	30405,0	31,3
			Разом:	97269,6	100,0
Разом:	699769,6		Разом	699769,6	
ВСЬОГО:	2513704,0		ВСЬОГО:	2513704,0	

Кількість поліакриламід, що додається до фільтрової рідини з метою зняття пересичення розчину по сульфат-іону, на 1 т кальцинованої соди складає

$$6217,54 \cdot 0,0001 = 0,62 \text{ кг,}$$

де 0,0001 – масова частка поліакриламід відносно кількості фільтрової рідини, що надходить на дистиляцію.

Витратні коефіцієнти на сировину, паливо, енергоресурси та допоміжні матеріали 1 т кальцинованої соди представлені в табл. 2.6 [1].

Таблиця 2.6 – Витратні коефіцієнти на сировину, паливо, енергоресурси та допоміжні матеріали 1 т кальцинованої соди

Назва сировини, матеріалів і енергоресурсів	Одиниця вимірювання	Витрати на одиницю товарного продукту
1	2	3
Крейда	кг	1285
Сирий розсіл	м ³	5,13
Кокс	кг	94
Поліакриламід	кг	0,62
Аміачна вода	кг	10
Вода	м ³	150
Електроенергія	кВт · година	61
Пара	Гкал	1,2-1,4

2.4 Теплові розрахунки

2.4.1 Тепловий баланс конденсатора дистиляції (КДС)

Фізико-хімічні константи [18]:

Теплоємність фільтрової рідини на вході з КДС $C_{ф.р.} = 3,41$ кДж/(кг · °С).

Теплоємність фільтрової рідини на виході з КДС $C_{ф.р} = 3,41$ кДж/(кг · °С).

Теплоємність насиченої пари NH_3 над аміачним розчином $C_{\text{NH}_3} = 2,18$ кДж/(кг · °С).

Теплоємність газоподібного CO_2 над аміачним розчином $C_{\text{CO}_2} = 0,84$ кДж/(кг · °С).

Теплоємність конденсату водяної пари в присутності NH_3 і CO_2 $C_k = 3,78$ кДж/(кг · °С).

Температура фільтрової рідини на вході в КДС $t_{вх.р.} = 32^\circ\text{С}$.

Температура фільтрової рідини на виході із КДС $t_{вих.р.} = 75^\circ\text{С}$.

Температура газу на вході в КДС $t_{вх.г.} = 89^\circ\text{С}$.

Температура газу на виході із КДС $t_{вих.г.} = 75^\circ\text{С}$.

Температура конденсату $t_k = 80^\circ\text{С}$.

Тепломісткість водяної пари на вході в КДС при $t = 89^\circ\text{С}$ $J_{89} = 2660,0$ кДж/кг.

Тепломісткість водяної пари на виході з КДС при $t = 70^\circ\text{С}$ $J_{70} = 2622,0$ кДж/кг.

Теплота утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ – 1014,0 кДж/кг.

Теплота розкладання NH_4HCO_3 – 244,0 кДж/кг.

Теплота утворення NH_4OH – 1043,0 кДж/кг.

Теплоємність інертного газу $C_{ін.г.} = 1,0$ кДж/кг.

Прихід тепла

Прихід тепла

1. З фільтровою рідиною

$$Q_1 = 433669 \cdot 3,41 \cdot 32 = 47321961,3 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом із ТДС з

– водяною парою

$$Q_2 = 40014,0 \cdot 2660,0 = 106437240,0 \text{ кДж/годину;}$$

– з газоподібним NH_3

						Арк
						56
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

$$Q_3 = 30439,9 \cdot 2,18 \cdot 89 = 5905949,4 \text{ кДж/годину};$$

– з газоподібним CO_2

$$Q_4 = 10544,7 \cdot 0,84 \cdot 89 = 788321,8 \text{ кДж/годину};$$

– з інертним газом

$$Q_5 = 523,7 \cdot 1,0 \cdot 89 = 46609,3 \text{ кДж/годину}.$$

3. Теплота утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$

$$Q_6 = 335,2 \cdot 1014,0 = 339892,8 \text{ кДж/годину}.$$

4. Теплота утворення NH_4OH

$$Q_7 = 1480,4 \cdot 1043,0 = 1544057,2 \text{ кДж/годину}.$$

Прихід тепла: $Q_{\text{пр.}} = 162384031,8 \text{ кДж/годину}.$

Витрата тепла

В трубному просторі:

1. З фільтровою рідиною в ТДС

$$Q_9 = 427532,8 \cdot 3,41 \cdot 75 = 109341513,6 \text{ кДж/годину}.$$

2. З CO_2 в ХГДС

$$Q_{10} = 5067,7 \cdot 0,84 \cdot 70 = 297980,8 \text{ кДж/годину}.$$

3. На реакцію розкладання NH_4HCO_3

$$Q_{11} = 17765,4 \cdot 244,0 = 4334757,6 \text{ кДж/годину}.$$

В міжтрубному просторі:

4. З водяною парою в ХГДС

$$Q_{13} = 12283,5 \cdot 2622 = 32207337,0 \text{ кДж/годину}.$$

5. З NH_3 в ХГДС

									Арк
									57
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ				

$$Q_{14} = 34629,9 \cdot 2,18 \cdot 70 = 5284522,7 \text{ кДж/годину.}$$

6. З CO₂ в ХГДС

$$Q_{15} = 4245,8 \cdot 0,84 \cdot 70 = 249653,0 \text{ кДж/годину.}$$

7. З інертним газом

$$Q_{16} = 523,7 \cdot 1,0 \cdot 70 = 36659,0 \text{ кДж/годину.}$$

8. З конденсатом на малу дистиляцію

$$Q_{17} = 29809,4 \cdot 3,78 \cdot 80 = 9014362,6 \text{ кДж/годину.}$$

Витрата тепла: $Q_{\text{втр.}} = 160766786,3 \text{ кДж/годину.}$

Втрати в навколишнє середовище визначаємо за різницею між приходом і витратою тепла

$$Q_{\text{втр}} = 162384031,8 - 160766786,3 = 1617245,5 \text{ кДж/годину.}$$

Отримані дані зводимо в таблицю теплового балансу конденсатора дистиляції (табл. 2.7).

Таблиця 2.7 – Тепловий баланс конденсатора дистиляції (КДС)

Прихід тепла		Витрата	
Стаття	кДж/годину	Стаття	кДж/годину
З фільтровою рідиною	47321961,3	В трубному просторі:	109341513,6
З газами з ТДС		З фільтровою рідиною	
з водяною парою	106437240,0	З CO ₂ (газ) в ХГДС	297980,8
з газоподібним NH ₃	5905949,4	На розкладання NH ₄ HCO ₃	4334757,6
з газоподібним CO ₂	788321,8	В міжтрубному просторі:	
з інертним газом	46609,3	З водяною парою в ХГДС	32207337,0
Теплота утворення (NH ₄) ₂ CO ₃	339892,8	З газоподібним NH ₃ в ХГДС	5284522,7
Теплота утворення NH ₄ OH	1544057,2	З газоподібним CO ₂ в ХГДС	249653,0
		З інертним газом в ХГДС	36659,0
		З конденсатом на малу ДС	9014362,6
		Втрати в навколишнє середовище	1617245,5
Разом	162384031,8	Разом	162384031,8

2.4.2 Тепловий баланс теплообмінника дистиляції (ТДС)

Фізико-хімічні константи [18]:

Теплоємність фільтрової рідини на вході в ТДС $C_{ф.р.} = 3,41$ кДж/(кг·°С).

Теплоємність фільтрової рідини на виході з ТДС $C_{ф.р.} = 3,45$ кДж/(кг·°С).

Теплоємність газоподібного NH_3 над аміачним розчином $C_{NH_3} = 2,18$ кДж/(кг·°С).

Температура фільтрової рідини на вході в ТДС $t_{вх.р.} = 75^\circ C$.

Температура фільтрової рідини на виході з ТДС $t_{вих.р.} = 94^\circ C$.

Температура газу на вході в ТДС $t_{вх.г.} = 100^\circ C$.

Температура газу на виході з ТДС $t_{вих.г.} = 89^\circ C$.

Тепломісткість водяної пари на вході в ТДС при $t = 100^\circ C$ $J_{100} = 2680$ кДж/кг.

Тепломісткість водяної пари на виході із ТДС при $t = 89^\circ C$ $J_{89} = 2660$ кДж/кг.

Теплота розкладання $(NH_4)_2CO_3$ – 1014 кДж/кг.

Теплота розкладання Na_2CO_3 – 930 кДж/кг.

Прихід тепла

1. З фільтровою рідиною з КДС

$$Q_1 = 427532,8 \cdot 3,41 \cdot 75 = 109341513,6 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом з ДС і ЗМ:

– з газоподібним NH_3

$$Q_2 = 36899,4 \cdot 2,18 \cdot 100 = 8044069,2 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_3 = 6630,8 \cdot 2680 = 177793344,0 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 523,7 \cdot 1,0 \cdot 100 = 52377 \text{ кДж/годину.}$$

Всього приходить тепла: $Q_{пр} = 295231296,8$ кДж/годину.

									Арк
									59
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

2.4.3 Тепловий баланс змішувача ЗМ

Фізико-хімічні константи [18]:

Теплоємність рідини на вході $C_{\text{вх.}} = 3,45 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Теплоємність вапняного молока $C_{\text{в.м.}} = 3,1 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Теплоємність освітленої частини суспензії на виході зі ЗМ $C_{\text{м.ф.}} = 3,45 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Теплоємність твердої фази на виході зі ЗМ $C_{\text{т.ф.}} = 1,05 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Теплоємність NH_3 над розчином $C_{\text{NH}_3} = 2,18 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Температура рідини на вході в ЗМ $t_{\text{вх.}} = 94^\circ\text{C}$.

Температура вапняного молока на вході в ЗМ $t_{\text{в.м.}} = 90^\circ\text{C}$.

Температура рідини на виході зі ЗМ $t_{\text{вих.}} = 93^\circ\text{C}$.

Температура газу на виході зі ЗМ $t_{\text{вих. г.}} = 100^\circ\text{C}$.

Теплота реакції (27): $235,0 \text{ кДж}/\text{кг}$.

Теплота реакції (28): $17,6 \text{ кДж}/\text{кг}$.

Теплота реакції (29): $2050 \text{ кДж}/\text{кг}$.

Теплота реакції (30): $2050 \text{ кДж}/\text{кг}$.

Прихід тепла

1. З фільтровою рідиною з ТДС

$$Q_1 = 437160,6 \cdot 3,45 \cdot 94 = 141771182,6 \text{ кДж}/\text{годину}.$$

2. З вапняним молоком

$$Q_2 = 148393,9 \cdot 3,1 \cdot 90 = 41401898,1 \text{ кДж}/\text{годину}.$$

3. Теплота від розкладання реакції (27) NH_4Cl

$$Q_3 = 68477,7 \cdot 235,0 = 16092259,5 \text{ кДж}/\text{годину}.$$

4. Теплота від взаємодії $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ і $\text{Ca}(\text{OH})_2$ за реакцією (28)

$$Q_4 = 768,2 \cdot 17,6 = 13520,3 \text{ кДж}/\text{годину}.$$

Всього приходить тепла: $Q_{\text{пр.}} = 199278860,5 \text{ кДж}/\text{годину}$.

						Арк
						61
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Витрата тепла

1. З освітленою частиною суспензії в дистилер

$$Q_5 = 564839,4 \cdot 3,45 \cdot 93 = 181228721,5 \text{ кДж/годину.}$$

2. З твердою фазою суспензії в дистилер

$$Q_6 = 14504,2 \cdot 1,05 \cdot 93 = 1416335,1 \text{ кДж/годину.}$$

3. З аміаком в ТДС

$$Q_7 = 6494,4 \cdot 2,18 \cdot 100 = 1415779,2 \text{ кДж/годину.}$$

4. На виділення NH_3 з рідини

$$Q_8 = 6494,4 \cdot 2050 = 13313520,0 \text{ кДж/годину.}$$

5. На реакцію між Na_2SO_4 і CaCl_2

$$Q_9 = 1257 \cdot 380,0 = 477660,0 \text{ кДж/годину.}$$

Загальна витрата тепла: $Q_{\text{витр.}} = 1426844,7 \text{ кДж/кг.}$

Втрати в навколишнє середовище визначаємо за різницею між приходом і витратою тепла

$$Q_{\text{втр.}} = 199278860,5 - 1426844,7 = 1426844,7 \text{ кДж/годину.}$$

Отримані дані зводимо в таблицю теплового балансу змішувача (табл. 2.9)

						Арк
						62
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Таблиця 2.9 – Тепловий баланс змішувача (ЗМ)

Прихід		Витрата	
Стаття	кДж/годину	Стаття	кДж/годину
З фільтровою рідиною із ТДС	141771182,6	З освітленою частиною суспензії в дистилер	181228721,5
З вапняним молоком	41401898,1	З твердою фазою суспензії в дистилер	1416335,1
Тепло реакції (27)	16092259,5	З аміаком в ТДС	1415779,2
Тепло реакції (28)	13520,3	На виділення NH ₃ з рідини в газ	13313520,0
		На реакцію між Na ₂ SO ₄ і CaCl ₂	477660,0
		Втрати в навколишнє середовище	1426844,7
Разом	199278860,5	Разом	199278860,5

2.4.4 Тепловий баланс (ДС)

Фізико-хімічні константи [18]:

Теплоємність освітленої частини дистилерної рідини на виході зі ЗМ

$$C_{\text{вих.ЗМ}} = 3,45 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)}.$$

Теплоємність твердої фази на виході зі ЗМ $C_{\text{тв.ф.}} = 1,05 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)}.$

Теплоємність освітленої частини дистилерної рідини на виході із ДС

$$C_{\text{вих.ЗМ}} = 3,42 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)}.$$

Теплоємність твердої фази на виході із ДС $C_{\text{тв.ф.}} = 1,05 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)}.$

Тепломісткість водяної пари на вході в ДС при $t = 100^\circ\text{C}$ $J_{100} = 2680 \text{ кДж/т соди}.$

Температура рідини на вході в ДС $t_p = 93^\circ\text{C}.$

Температура газу на виході з ДС в ТДС $t_r = 100^\circ\text{C}.$

Температура суспензії на виході із ДС $t_{\text{сус.}} = 109^\circ\text{C}.$

Теплота виділення в газову фазу: 2050 кДж/кг.

Прихід тепла

1. З освітленою частиною рідини зі ЗМ

$$Q_1 = 564839,4 \cdot 3,45 \cdot 93 = 181228721,5 \text{ кДж/годину}.$$

2. З твердою фазою зі ЗМ

$$Q_2 = 14504,2 \cdot 1,05 \cdot 93 = 1416335,1 \text{ кДж/годину}.$$

						Арк
						63
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

3. З водяною парою

$$Q_3 = 119902,2 \cdot 2700 = 323735940,0 \text{ кДж/годину.}$$

Всього приходить тепла: $Q_{\text{пр.}} = 506380996,6 \text{ кДж/годину.}$

Витрата тепла

1. З рідкою фазою дистилерної рідини в ВП-1

$$Q_4 = 585252,1 \cdot 3,42 \cdot 109 = 218170277,8 \text{ кДж/годину.}$$

2. З твердою фазою дистилерної рідини в ВП-1

$$Q_5 = 17247,9 \cdot 1,05 \cdot 109 = 1974022,2 \text{ кДж/годину.}$$

3. З газоподібним NH_3 в ТДС

$$Q_6 = 30405 \cdot 2,18 \cdot 100 = 6628290,0 \text{ Дж/годину.}$$

4. На виділення NH_3 з рідини в газоподібну фазу

$$Q_7 = 30405 \cdot 2050 = 62330250,0 \text{ кДж/годину.}$$

5. З водяною парою в ТДС

$$Q_8 = 66340,8 \cdot 2680 = 177793344,0 \text{ кДж/годину.}$$

Загальна витрата тепла: $Q_{\text{втр.}} = 466896184,0 \text{ кДж/годину.}$

Втрати в навколишнє середовище визначаємо за різницею між приходом і витратою тепла

$$Q_{\text{втр.}} = 506380996,6 - 466896184,0 = 39484812,6 \text{ кДж/годину.}$$

Отримані дані зводимо в таблицю теплового балансу дистилера (табл. 2.10).

									Арк
									64
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

Таблиця 2.10 – Тепловий баланс дистилера (ДС)

Прихід тепла		Витрата	
Стаття	кДж/годину	Стаття	кДж/годину
З освітленою частиною рідини зі ЗМ	181228721,5	З рідкою фазою дистилерної рідини в ВП	218170277,8
Із твердою фазою зі ЗМ	1416335,1	З твердою фазою дистилерної рідини в ВП	1974022,2
З водяною парою	323735940,0	З газоподібним NH ₃	6628290,0
		На виділення NH ₃ з рідини в газове середовище	62330250,0
		З водяною парою	177793344,0
		Втрати в навколишнє середовище	39484812,6
Разом	506380996,6	Разом	506380996,6

2.5 Розрахунки основного апарату

2.5.1 Опис конструкції і принцип дії дистилера

Дистилер знаходиться в нижній частині дистиляційної колони та призначений для десорбції аміаку водяною парою із суспензії, яка надходить зі змішувача.

Протитечійний дистилер, що представляє собою вертикальний циліндричний апарат, зібраний з 22 окремих бочок-царг внутрішнім діаметром 3 м, які виконані з чавуна марки СЧ24-44. Загальна висота апарату – 21,7 м, продуктивність дистилера складає 900 т/добу. Між царгами зажаті 15 протитечійних дірчастих контактних елементи (поз.3) – барботажні тарілки, виконані з титану марки ВТ1-0. Тарілка має отвори діаметром 90-140 мм. Відстань між барботажними тарілками складає 900 мм, висота царги-бази 500 мм.

Суспензія зі змішувача поступає в дистилер по спеціальному патрубку (штуцер В) з похилими зрізом в кінці для вільного стікання суспензії. По довжині патрубка розташований ряд отворів діаметром 20 мм для

						Арк
						65
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

ДП.05.01.ПЗ

забезпечення проходження суспензії. Дистилерна рідина виходить із дистилера через штуцер Б.

Гостра пара поступає в дистилер (штуцер А) через дзвін, до якого кріпиться спеціальний відбійник для захисту отворів виводу суспензії від прямого попадання пари. В верхній частині пристрою вводу пари є отвори зі знімними кришками, через які пара може виходити безпосередньо під першу тарілку. За допомогою цих отворів регулюється співвідношення кількості пари, що подається під дзвін і під тарілку. Парогазова суміш виходить із дистилера (штуцер Г) і через сепараційний простір змішувача направляється в теплообмінник дистиляції.

Дистилер встановлюється на фундамент, зовнішня поверхня апарату ізолюється. На дистилер розташовані теплообмінник і конденсатор дистиляції [1].

2.5.2 Конструктивний розрахунок протитечійної дірчастої тарілки дистилера

Дірчасті протитечійні тарілки дистилера працюють у широкому діапазоні навантажень, починаючи з 40-50% номінального навантаження. Найбільш оптимальний режим роботи досягається при швидкості газу в вільному перетині апарата $\omega_T = 2-2,5$ м/с. Продуктивність прийнятого в дипломному проекті дистилера складає 900 т/добу або 37,5 т/годину.

Визначаємо об'єм газового потоку, що проходить через дистилер, скориставшись даними матеріального балансу дистилера (табл. 2.4). На 1 т соди в ДС виділяється: NH_3 – 435,4 кг, H_2O – 863 кг, інертних газів – 7,5 кг. Температура газу на виході з ДС 100°C і тиск 840 мм рт. ст. (111970 Па) [1].

За нормальних умов ця кількість парогазової суміші займає об'єм:

						Арк
						66
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{435,4 \cdot 22,4}{17} = 570 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{863 \cdot 22,4}{18} = 1068 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{ін.газ}} = \frac{7,5 \cdot 22,4}{29} = 5,8 \text{ м}^3.$$

Годинний об'єм газу за реальних умовах складає:

$$V = \frac{(570 + 1068 + 5,8) \cdot (273 + 100) \cdot 760 \cdot 37,5}{840 \cdot 273} = 76210 \text{ м}^3/\text{годину} = 21 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймаючи швидкість газу у вільному перетині апарата $\omega_r = 2,5$ м/с, перевіряємо обраний діаметр апарата [1]:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (31)$$

$$D = \sqrt{\frac{21}{0,785 \cdot 2,5}} = 3,06 \text{ м}.$$

Отже, прийнятий діаметр дистилера $D = 3,0$ м є вірним.

Визначаємо вільний перетин дистилера, приймаючи швидкість газу в отворах дірчастих тарілок рівною $\omega_0 = 6$ м/с [1]:

$$S_c = \frac{V}{\omega_0}, \quad (32)$$

$$S_c = \frac{21}{6} = 3,5 \text{ м}^2,$$

що складає

$$f = \frac{3,5 \cdot 100}{0,785 \cdot 3,0^2} \approx 50\%.$$

Визначимо кількість отворів в дірчастій протитечійній тарілці дистилера, приймаючи діаметр отворів 140 мм:

						Арк
						67
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

$$n = \frac{3,5}{0,785 \cdot 0,14^2} = 227 \text{ шт.}$$

З урахуванням заданої потужності виробництва 600 тис. т/рік або 26,8 т/годину необхідна кількість дистилерів дорівнює

$$n = \frac{69,8}{37,5} = 1,9 \text{ øд.}$$

Приймається 2 дистилери.

2.5.3 Механічний розрахунок дистилера

Виконаємо розрахунок товщини циліндричної обичайки дистилера.

Апарат працює під надлишковим тиском 0,167 МПа.

Матеріал обичайки – чавун марки СЧ 24-44.

Внутрішній діаметр обичайки дистилера – 3 м, висота дистилера без кришки – 19,4 м.

Густина суспензії – 1070 кг/ м³.

Гідростатичний тиск, що діє у обичайці дистилера, розраховується за формулою []:

$$P_r = \rho \cdot g \cdot H \cdot 10^{-6}, \quad (33)$$

$$P_r = 1070 \cdot 9,81 \cdot 19,4 \cdot 10^{-6} = 0,204 \text{ МПа.}$$

Оскільки $P_r = 0,204 \text{ МПа} \geq 0,05P_{\text{раб}} = 0,05 \cdot 0,167 = 0,008 \text{ МПа}$, то розрахунковий тиск з урахуванням гідростатичного тиску визначається з виразу [19]:

$$P = P_p + P_r, \quad (34)$$

$$P = 0,167 + 0,201 = 0,368 \text{ МПа} \approx 0,37 \text{ МПа.}$$

						Арк
						68
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Розрахункова товщина обичайки дистилера визначається за формулою [19]:

$$S_p = \frac{D \cdot P}{2[\sigma] \cdot \varphi_p - P}, \quad (35)$$

де $[\sigma]$ – допустиме напруження для чавуна СЧ 24-44, МПа;

$\varphi_p = 0,9$ – коефіцієнт міцності повздовжніх зварних швів.

Допустиме напруження розраховується за формулою [19]:

$$[\sigma] = \frac{\sigma_B}{n_B}, \quad (36)$$

де $\sigma_B = 235$ – тимчасовий опір (межа міцності), МПа;

$n_B = 2,4$ – коефіцієнт запасу міцності за тимчасовим опором (межею міцності).

$$[\sigma] = \frac{235}{2,4} = 97,9 \text{ МПа.}$$

$$S_p = \frac{3000 \cdot 0,37}{2 \cdot 97,9 \cdot 0,9 - 0,37} = 6,3 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки обичайки визначається за виразом [19]:

$$S \geq S_p + C, \quad (37)$$

де C – прибавка до розрахункової товщини обичайки, мм.

Прибавка до розрахункової товщини обичайки визначається за формулою [19]:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (38)$$

де $C_1 = 1$ – прибавка для компенсації корозії і ерозії, мм;

$C_2 = 1$ – прибавка для компенсації мінусового допуску, мм;

$C_3 = 0$ – прибавка технологічна, мм.

$$C = 1 + 1 = 2 \text{ мм.}$$

						Арк
						69
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

$$S \geq 6,3 + 2 = 8,3 \text{ мм.}$$

Приймаємо значення стандартної товщини листового прокату 10 мм.

Допустимий тиск в обичайці дистилера визначаємо за формулою [19]:

$$[P] = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)}, \quad (39)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 97,9 \cdot 0,9 \cdot (10 - 2)}{3000 + (10 - 2)} = 0,47 \text{ МПа.}$$

Умова міцності

$$P = 0,37 \text{ МПа} < [P] = 0,47 \text{ МПа}$$

виконується.

Перевіряємо умову застосування розрахункових формул [19]:

$$\frac{S - C}{D} < 0,1 \quad (40)$$

$$\frac{S - C}{D} = \frac{10 - 2}{3000} = 0,003 < 0,1.$$

Умова виконується.

2.6 Розрахунок та вибір технологічного обладнання

В табл. 2.11 наведена стисла характеристика технологічного обладнання стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини [1, 2, 4].

Таблиця 2.11 – Перелік основного і допоміжного технологічного обладнання стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини

Позначення апарата	Найменування обладнання	Призначення і коротка характеристика	Матеріал	Кількість
1	2	3	4	5
поз. 52	Збірник розчину поліакриламід	Призначений для зберігання розчину поліакриламід, що додається до фільтрової рідини. Діаметр – 1,6 м, висота – 2,17 м. Робоча ємкість 4 м ³ .	Чавун СЧ24-44	1

Продовження табл. 2.11

1	2	3	4	5
поз.25	Конденсатор дистиляції	<p>Призначений для охолодження парогазової суміші, що виходить із теплообмінника дистиляції.</p> <p>Представляє собою циліндричний трубчастий теплообмінник, зібраний з восьми чавунних бочок-царг, внутрішній діаметр якого дорівнює 3 м. Висота бочки – 1,33 м; кількість теплообмінних трубок – 184 шт.; коефіцієнт теплопередачі – 1800 кДж/(м²· година· °С); загальна поверхня теплообміну – 1160 м².</p> <p>Продуктивність – 600 т/добу</p>	Чавун СЧ24-44	2
поз.26	Теплообмінник дистиляції	<p>Призначений для розкладання вуглекислих солей амонію і відгонки СО₂ із фільтрової рідини за допомогою водяної пари, що поступає з газом із дистилера і змішувача. Апарат зібраний з чавунних бочок діаметром 3 м і висотою 1 м. Загальна висота апарату 13,7 м. Між фланцями бочок затиснені 11 багатоковпачкових барботажних тарілки.</p> <p>Продуктивність – 600 т/добу</p>	Чавун СЧ24-44	2
поз. 27	Змішувач вапняного молока	<p>Призначений для змішування вапняного молока.</p> <p>Представляє собою закритий циліндричний резервуар з рамною мішалкою. Діаметр – 3,0 м, висота – 7,67 м. Робоча ємкість 50 м³. n =20 об/хв., N = 22 кВт</p>	Чавун СЧ24-44	2
поз.28	Змішувач	<p>Призначений для змішування фільтрової рідини з вапняним молоком.</p> <p>Представляє собою закритий циліндричний резервуар з рамною мішалкою. Діаметр – 3,0 м, висота – 7,67 м. Робоча ємкість 50 м³. n =20 об/хв., N = 22 кВт</p>	Чавун СЧ24-44	8
поз.30	Перший випарник	<p>Представляє собою вертикальний зварний теплоізолюваний резервуар.</p> <p>Діаметр – 3 м, висота – 11 м. Ємкість – 100 м³</p>	Чавун СЧ24-44	1

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.05.01.ПЗ

Арк

71

3 КОНТРОЛЬ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИРОБНИЦТВА

3.1 Обґрунтування вибору та опис точок контролю й автоматичного регулювання

На стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини протікають реакції розкладання карбонатних солей амонію за рахунок нагрівання розчинів і реакції розкладання зв'язаного аміаку при взаємодії з вапняною суспензією. Утворені CO_2 і NH_3 видаляють з розчинів відгоном їх паром при нагріванні. Тому контроль температур рідинних і газових потоків є важливим. Чутливі елементи термоперетворювачів опору для вимірювання температури встановлюють на трубопроводах в безпосередній близькості від технологічних апаратів. Регулюючі органи регуляторів температури рідини після дистилера слабкої рідини (ДСР) і газу після холодильника газу дистилера слабкої рідини (ХГДСР) вмонтовують на трубопроводах подачі води в холодильники. Провідним потоком при автоматичному контролі та регулюванні стадії регенерації є потік фільтрової рідини, який визначає навантаження стадії.

На стадії дистиляції слабких рідин таким потоком є потік слабкої рідини до дистилера слабкої рідини (ДСР). Витрата пари до дистилера (ДС) і ДСР є одним з важливих параметрів, які значно впливають на технологічний процес, нестача пари приводить до підвищення температури газу, який виходить з ДС, це приводить до підвищення собівартості соди. Безперервна подача вапняного молока в змішувач повинна бути відрегульована відповідно до кількості фільтрової рідини, що поступає на дистиляцію, в кількості достатній для повного розкладання сполук зв'язаного аміаку. Нестача вапняного молока приводить до підвищеного вмісту аміаку в рідині, що виходить з ДС. Кількість рідини в змішувачі визначають за рН рідини із змішувача. Датчик рН-метра

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>	<i>Контроль та автоматизація виробництва</i>	<i>Лім.</i>	<i>Арку</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>						72	137
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>					<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Консультан</i>								
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>							

встановлюють в розріз трубопроводу подачі рідини із змішувач (ЗМ) в ДС.

Контроль витрат рідин і пари проводиться методом змінного перепаду. Вимірвальні діафрагми встановлюються на трубопроводах подачі пари та рідин. При монтажі діафрагм необхідно витримати прямі ділянки трубопроводів відповідно до розрахунку діафрагм за правилами РД 50.213-80.

Для успішного відгону CO_2 і NH_3 необхідно строго дотримувати барометричний режим процесу дистиляції. Підвищення по відношенню до норми тиску в ДС свідчить про забруднення апарату або підвищення рівня в бочках ДС, що можливо при перевантаженні дистиляційної колони або заростанні труб між ДС і першим випарником (ВП-І). Підвищення тиску також негативно впливає на роботу в суміжних апаратах. Добірні пристрої для контролю барометричного режиму окремо ДС і ДСР встановлюють на трубопроводах поблизу технологічних апаратів. Передаючі перетворювачі тиску вмонтовують поблизу добірних пристроїв, в місцях, зручних для обслуговування і ремонту.

В збірниках фільтрової та слабкої рідини здійснюється автоматичний контроль рівнів. Добірні пристрої встановлюються безпосередньо в резервуарах збірника фільтрової рідини і збірника слабкої рідини. Датчики рівнемірів встановлюється в місцях, зручних для обслуговування з урахуванням дотримання норм і правил техніки безпеки [20].

3.2 Вибір і опис технічних засобів автоматизації

Для реалізації систем автоматичного контролю та регулювання стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини можуть бути застосовані засоби автоматизації як пневматичної, так і електричної гілки ГСП (Державної системи стандартів). Засоби автоматизації пневматичної гілки ГСП характеризуються безпекою роботи в легкозаймистих і вибухонебезпечних середовищах, прості в експлуатації, не вимагають високої професійної підготовки обслуговуючого персоналу. Але пневматична гілка

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	73
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

має наступні недоліки: для надійної її роботи необхідно забезпечити систему живлення стисненим повітрям, відповідно до ГОСТ 17433-80 (в повітрі не повинно бути масел, вологи і пилу), прилади пневматичної гілки мають обмеження по дальності передачі інформації від датчиків до вторинних приладів.

Прилади електричної гілки ГСП мають високу точність, надійність, швидкодію, забезпечують велику дальність і ємкість каналів передачі інформації, а також не вимагають систем спеціальної підготовки. Враховуючи порівняльні характеристики засобів автоматизації пневматичної і електричної гілки ГСП, а також те, що відділення дистиляції не є вибухопожежонебезпечним об'єктом для реалізації систем контролю і автоматичного регулювання в проекті застосуємо засоби автоматизації електричної гілки ГСП.

Для вимірювання температури застосується електронний автоматичний міст типу КСМ-2, який працює в комплексі з термоперетворювачем опору ТСМ-08-29.

При вимірюванні тиску в якості первинних перетворювачів приймається сильфонний манометр типу МС-П і перетворювач тиску МП 22518 з уніфікованим вихідним сигналом 0-5 Ма. В якості вторинного приладу приймаємо автоматичний міліамперметр типу КСУ-2.

Вимірювання витрати пари і рідин здійснюється методом змінного перепаду із застосуванням в якості вторинного перетворювача мембранних дифманометрів ДМ 3583 М, які працюють в комплексі з автоматичними вторинними приладами диференціально-трансформаторської системи типу КСД-2.

Контроль рівнів в технологічних ємкостях проводяться гідростатичним способом із застосуванням для первинного перетворення мембранних дифманометрів ДМ 3583М і вторинних електронних приладів з диференціально-трансформаторської системи КСД.

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	74
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

У системах автоматичного регулювання технологічних параметрів застосовані електронні прилади серії КС-2 (КСМ-2-083, КСУ-2-023, КСУ-2-083, КСД-2-022) із спеціальним вихідними пристроями типу ПП-11-03 для передачі інформації у вигляді аналогового сигналу 0-5мА на регулюючі прилади. В якості регулюючих приладів вибираються електронні регулюючі прилади типу Р 25.12. Для приводу регулюючих органів застосовані електричні однооборотні виконавчі механізми типу МЕОК [20].

3.3 Опис функціональної схеми автоматизації

Схемою автоматизації стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини передбачений контроль температури:

- газу з ТДС (поз. 1);
- газу з ДС (поз. 2);
- рідини з ТДС (поз 3);
- пари до ДС (поз. 4);
- слабкої рідини (поз. 16);
- слабкої рідині після ХСР (поз. 17);
- газу після ХГДСР (поз. 18);
- газу після ДСР поз. 19).

Контроль температури заснований на вимірюванні автоматичним електронним мостом типу КСМ2 електричного опору термперетворювачів опору типу ТСМ-0879, що змінюється пропорційно зміні температури вимірюваного середовища. Регулювання температури рідини після холодильника слабких рідин (ХСР) (поз. 17) і температур газу після ХГДСР (поз. 18) здійснюється шляхом зміни кількості води, яка подається в холодильники слабкої рідини і газу.

Вимірювання тиску:

- газу після КДС (поз. 5);

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	75
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

- газу після ТДС (поз. 6);
- пари до ДС (поз. 7);
- газу з ДС (поз. 8);
- пари в ВП-I (поз. 9);
- пари в ВП-II (поз.10);
- газу після ХГДСР (поз. 20);
- пари до ДСР (поз. 24).

здійснюється манометрами сільфонного типу МС-П1 (поз. 5, 6, 8, 20) і перетворювачами тиску типу МП 22518 (поз. 7, 9, 10, 24). Зміна тиску викликає деформацію чутливого елемента, яка перетворюється електронним перетворювачем в уніфікований вихідний сигнал 0-5мА, вимірюваний автоматичним міліамперметром типу КСУ-2, шкала якого відградується в одиницях вимірювання тиску.

Регулювання тиску в ВП-II (поз. 10) здійснюється шляхом зміни кількості пари, що подається в термокомпресор. При збільшенні подачі пари в термокомпресор тиск в ВП-II зменшується і збільшується відбір пари з ВП-II.

Проектом передбачається контроль витрати:

- пари до ДС (поз. 11);
- фільтрової рідини в КДС (поз. 12);
- вапняного молока в змішувач (поз. 13);
- слабкої рідині до ДСР (поз. 21);
- пари до ДСР (поз. 22);
- розчину поліакриламід до збірник фільтрової рідини (поз.25).

Вимірювання витрати (поз. 11, 12, 21, 22, 25) проводиться методом змінного перепаду. При проходженні потоку вимірюваної речовини через звужуючий пристрій – діафрагму камерну (поз. 11-1; 12-1; 21-1; 22-1, 25-1), утворюється перепад тиску, пропорційний витраті речовини, яка проходить через діафрагму. Цей перепад тиску викликає деформацію чутливого елемента мембранного дифманометра ДМ 3583м (поз. 11-2; 12-2; 21-2; 22-2, 25-2) і

						ДП.05.01.ПЗ	Арк
							76
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

переміщення плунжера перетворювача диференціально-трансформаторної системи, внаслідок чого електричний сигнал дифманометра ДМ 3583 поступає на вхід автоматичного приладу КСД-2 (поз. 11-3; 12-3; 21-3; 22-3, 25-3) шкала якого відградує в одиницях вимірювання витрати.

Вимірювання витрати вапняного молока (поз. 13) здійснюється щілинним витратоміром, принцип дії якого заснований на вимірюванні рівня в приймальній камері щілинного витратоміру, який змінюється пропорційно витраті вапняного молока, що проходить через щілину спеціальної форми. Рівень в приймальній камері щілинного витратоміру вимірюється п'єзометричним методом. Тиск, який створюється висотою стовпа вапняного молока перетворюється мембранним дифманометром диференціально-трансформаторної системи ДМ 3583 (поз. 13-2) в електричний сигнал, пропорційний вимірюваній величині, який надходить на вхід електронного приладу диференціально-трансформаторної системи КСД-2 (поз. 13-3), викликаючи переміщення стрілки приладу відносно шкали, відградує в одиницях вимірювання витрати.

Вимірювання рівня в збірнику фільтрової рідини (поз. 14) і збірнику слабкої рідини (поз. 23) засноване на вимірюванні тиску, створюваного висотою стовпа рідини. Цей тиск перетворюється мембранним дифманометром ДМ 3583 м (поз. 14-1; 23-1) в електричний сигнал, вимірюваний автоматичним приладом диференціально-трансформаторної системи КСД-2 (поз. 14-2; 23-2).

Схемою автоматизації передбачається автоматичне регулювання наступних технологічних параметрів: тиск в ВП-П (поз. 10); витрати пари до ДС (поз. 11); витрати фільтрової рідини (поз. 12); витрати вапняного молока (поз. 13); температура рідини після ХСР (поз. 17); температура газу після ХГДСР (поз. 18); витрати слабкої рідини до ДСТ (поз. 21); витрати пари до ДСР (поз 22), витрати розчину поліакриламід (поз. 25).

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	77
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Система автоматичного регулювання працює таким чином: при відхиленні вимірюваного параметра від заданої величини на вході електронного регулюючого приладу Р 25.1.2 (поз. 10-3; 12-4; 13-4; 17-3; 18-3; 21-4; 22-4, 25-4) з'являється сигнал розузгодження, що дорівнює різниці електричного сигналу датчика і електричного сигналу спеціального вихідного пристрою автоматичних приладів серії КС-2 (поз. 10-2; 11-3; 12-3; 13-3; 17-2; 18-2; 21-3; 22-3, 25-3). Електронний регулятор, враховуючи величину і знак розузгодження відповідно до ухваленого закону регулювання, впливають на електричний виконавчий механізм типу МЕОК (поз. 10-4; 11-5; 12-5; 13-5; 17-4; 18-4; 21-5; 22-5, 25-5), що механічно пов'язаний з регулюючим органом, встановленим на технологічному трубопроводі, до тих пір, поки вимірюваний параметр не прийде у відповідність із завданням.

Витрата пари в ДС регулюється залежно від температури рідини з ТДС. Кількість вапняного молока, яке поступає в змішувач регулюється з корекцією за рН рідини, яка виходить із змішувача. Регулятор співвідношення витрат пари і слабкої рідини, що поступає в ДСР витримує певне співвідношення потоків, встановлене технологічним регламентом залежно від температури газу, що виходить з ДСР. Для вимірювання величини рН рідини із змішувача (поз. 15) використовується електричний метод, заснований на наступному явищі. При зануренні в розчин електродів виникає стрибок електричного потенціалу на межі електрод-розчин, величина якого залежить від активної концентрації водневих іонів в розчині. Вимірювання величини рН проводиться непрямим методом-вимірюванням ЕРС між вимірювальним і порівняльним електродом. Датчиком рН-метра є комплект вимірювального і порівняльного електродів ДМ-5 (поз. 15-1). В якості вимірника ЕРС використовується компенсаційна схема високоомного потенціометра (поз. 15-2). Вторинний прилад — автоматичний міліамперметр КСУ - 2-083 (поз. 15-3).

Прилади і засоби автоматизації, що використовуються в дипломному проекті наведені в табл. 3.1.

						Арк
						78
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Таблиця 3.1 – Відомість приладів і засобів автоматизації

Номер позиції	Найменування параметру	Граничні значення	Місце установки	Найменування і характеристика	Тип, модель
1	2	3	4	5	6
1-1	Температура газу з ТДС	87-90 °С	Трубопровід	Термоперетворювач Опір гр 50 м $l=500$ мм	TСМ-0879
1-2			На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-150° гр. 50 м	КСМ-2-019
1-3					
2-1	Температура газу з ДС	94-98 °С	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50 м $l=500$ мм	TСМ-0879
2-2			На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-100° гр. 50	КСМ-2-019
3-1	Температура рідини з ТДС	96-97 °С	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50 м $l=160$ мм	TСМ-0879
3-2			На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-100° гр. 50	КСМ-2-083
4-1	Температура пари до ДС	115 °С	Трубопровід	Термоелектричний перетворювач гр. ХК68 $l=200$ мм	ТХК-0515
4-3			На щиті	Потенціометр електронний самописний. Шкала 0-300° гр. ХК68	КСП-2-003
5-1	Тиск газу з КДС	100,5 кПа	Трубопровід	Манометр сильфонний з електричним вихідним сигналом 0-5мА $\Delta P = \pm 500$ кгс/м ²	МС-П1
5-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала ± 500 кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-003
6-1	Тиск газу з ТДС	101,6 кПа	Трубопровід	Манометр сильфонний з електричним вихідним сигналом 0-5мА $\Delta P = +1250$ кгс/м ²	МС-П1

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
6-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала ± 1250 кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-003
7-1	Тиск пари до ДС	0,4-0,7 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач тиску з електричним вихідним сигналом 0-5 мА. $\Delta P = \pm 1$ кгс/м ²	МП-22518
7-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала 0-1 кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-003
8-1	Тиск газу з ДС	123,7 кПа	По місцю	Манометр сільфонний з електричним вихідним сигналом 0-5 мА $\Delta P = \pm 1250$ кгс/м ²	МС-П1
8-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала 1250 кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-003
9-1	Тиск в ВП-І	0-0,6 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач тиску з електронним виходом сигналом 0-5 мА, $\Delta P = \pm 0,6$ кгс/м ²	МП 22518
9-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала 0-6 кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-003
10-1	Тиск в ВП-ІІ	0-(-0,6) кгс/м ²	По місцю	Перетворювач тиску з електронним виходом сигналом 0-5 мА, $\Delta P = -0,6$ кгс/м ²	МП 22518
10-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний шкала 0-(-0,6) кгс/м ² вихідний сигнал 0-5 мА	КСУ-2-023

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
10-3			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
10-4, 10-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
11-1	Витрата пари до ДС	0-50 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма вимірник бескамерна	ДБС 0,6-800
11-2			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 16$ кПа	ДМ 3583 М
11-3			На щиті	Прилад показуючий самописний диференціально-трансформаторної системи, шкала 0-50 м/годин	КСД-2-022
11-4			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
11-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
12-1	Витрата фільтрової рідини до КДС	0-200 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДКС 0,6-250
12-2			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 25$ кПа	ДМ 3583 М
12-3			По місцю	Прилад показуючий самописний дифтрансформаторної системи шкала 0-70 м ³ /годину	КСД-2-022
12-4			По місцю	Електрорегулюючий прилад	Р 25.1.2
12-5, 12-6			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
13-1	Витрата вапняного молока в ЗМ	0-63 м ³ /годину	Трубопровід	Щілинний витратомір	КСО-2
13-2			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 6,3$ кПа	ДМ 3583 М
13-3			На щиті	Прилад показуючий дифтрансформаторної системи, шкала 0-63 м ³ /годину	КСД-2-022

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.05.01.ПЗ

Арк

81

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
13-4			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
13-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
14-1	Рівень в ЗФР	0-4 м	По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 63$ кПа	ДМ 3583 М
14-2			На щиті	Прилад показуючий самописний дифтрансформаторної системи, шкала 0-4 м	КСД-2-001
15-1	pH рідини із ЗМ	7-12 pH	Трубопровід	Датчик	ДМ-5М
15-2			На щиті	Перетворювач pH	П-215
15-3			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний, вхідний сигнал 0-5 мА. Шкала 7-12 pH	КСУ-2-083
16-1	Температура слабкої рідини	70°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50 м $l=160$ мм	ТСМ-0879
16-2	Температура відігнаної рідини	95-102°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50 м $l=160$ мм	ТСМ-0879
16-3			На щиті	Міст електронний автоматичний самописний. Шкала 0-150 гр. 50 м	КСМ-2-019
17-1	Температура слабкої рідини після ХСР	30°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50 м $l=160$ мм	ТСМ-0879
17-2		0-50°C	На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-50°C гр- 50 м	КСМ-2-083
17-3		0-50°C	На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
17-4, 17-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
18-1	Температура газу після ХГДСР	58-65°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр.50м l=160 мм	ТСМ-0879
18-2		0-100°C	На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-100°C гр. 50 м	КСМ-2-083
18-3		0-100°C	На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
18-4, 18-5		0-100°C	По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
19-1	Температура газу ДСР	85°c	Трубопровід	Термоперетворювач опору гр. 50м l=160 мм	ТСМ-0879
19-2		0-100°C	На щиті	Міст електронний автоматичний самописний, шкала 0-100° Сгр. 50 м	КСМ-2-083
20-1	Тиск газу після ХГДСР	±560 кгс/м ²	По місцю	Манометр сільфонний з електричним вихідним сигналом 0-5 мА, ΔР = ± 500 кгс/м ²	МС-П
20-2			На щиті	Міліамперметр автоматичний самописний, вхідний сигнал 0-5 МА шкала ± 500 кгс/м ²	КСУ-2-003
21-1	Витрата слабкої рідини до ДСР	0-50 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДКС 0,6-150
21-2			По місцю	Діфманометр мембранний ΔР = 16 кПа	ДМ3583М
21-3			На щиті	Прилад показуючий самописний дифтрансформаторної системи. Шкала 0-50 м ³ /год.	КСД-2-022
21-4			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
21-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
22-1	Витрата пари до ДСР	0-20 т/годину	Трубопровід	Діафрагма вимірник бескамерна	ДБС 0,6-600

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
22-2			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 10$ кПа	ДМ3583М
22-3			На щиті	Прилад показуючий самописний дифтрансформаторна система шкала 0-20 т/годину	КСД-2-022
22-4			По місцю	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
22-5, 22-6			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100
23-1			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 63$ кПа	ДМ3583М
23-2			На щиті	Прилад показуючий самописний диференціально-трансформаторної системи, шкала 0-4 м	КСД-2-001
24-1	Тиск пари до ДСР	0-0,6 кгс/см ²	По місцю	Перетворювач тиску з електронним вихідним сигналом 0-5 мА $\Delta P = 0,6$ кгс/см ²	МП 22518
24-2			На щиті	Прилад показуючий самописний диференціально-трансформаторної системи, шкала 0-4 м	КСД-2-001
25-1	Витрата розчину поліакриламідю	0-5 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДКС 0,6-150
25-2			По місцю	Діфманометр мембранний $\Delta P = 16$ кПа	ДМ3583М
25-3			На щиті	Прилад показуючий самописний дифтрансформаторної системи. Шкала 0-50 м ³ /годину	КСД-2-022
25-4			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р 25.1.2
25-5			По місцю	Електричний виконавчий механізм	МЕОК 63/100

4 ОХОРОНА ПРАЦІ

Законодавство України про охорону праці представляє собою систему взаємозв'язаних нормативних актів, що регулюють відносини у галузі реалізації державної політики щодо правових, соціально-економічних і лікувально-профілактичних заходів та засобів, спрямованих на збереження здоров'я і працездатності людини в процесі праці. Воно складається із загальних законів України та спеціальних законодавчих актів. Загальними законами України, що визначають основні положення з охорони праці, є Конституція України, Кодекс законів про працю України та Закон України «Про охорону праці».

Охорона праці в содовому виробництві регламентується НПАОП 24.0-1.01-08. «Правила охорони праці в содовій промисловості», зміст якого полягає в наступному.

Працівники підлягають обов'язковому соціальному страхуванню від нещасних випадків та професійних захворювань відповідно до Закону України «Про загальнообов'язкове державне соціальне страхування від нещасного випадку на виробництві та професійного захворювання, які спричинили втрату працездатності».

Працівники повинні проходити інструктаж та спеціальне навчання з пожежної безпеки відповідно до вимог Типового положення про інструктажі, спеціальне навчання та перевірку знань з питань пожежної безпеки на підприємствах, в установах та організаціях України, затвердженого наказом Міністерства України з питань надзвичайних ситуацій та у справах захисту населення від наслідків Чорнобильської катастрофи від 29.09.2003 № 368, зареєстрованого в Міністерстві юстиції України 11.12.2003 за № 1148/8469.

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>		<i>Дроб'язко</i>			<i>Охорона праці</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Керівник</i>		<i>Золотарьова</i>					85	137
<i>Консультант</i>						<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>		<i>Суворін О.В.</i>						

Працівники повинні проходити інструктаж, навчання та перевірку знань з охорони праці відповідно до вимог Типового положення про порядок проведення навчання і перевірки знань з питань охорони праці, затвердженого наказом Державного комітету України з нагляду за охороною праці від № 15, зареєстрованого в Міністерстві юстиції України 15.02.2005 за № 231/10511.

Працівники, які зайняті на роботах з підвищеною небезпекою або на роботах, де є потреба в професійному доборі, повинні щороку проходити спеціальне навчання та перевірку знань з охорони праці [21].

4.1 Основні фізико-хімічні властивості, токсичність, пожежо- та вибухонебезпечність речовин, що застосовано та одержано в проектованому виробництві

Основні фізико-хімічні властивості та характеристика токсичності хімічних речовин, які використовуються та одержують в проектованому виробництві кальцинованої соди представлені в табл. 4.1, 4.3 [22].

В табл. 4.2 наведені характеристики пожеже- та вибухонебезпечності використовуваних та одержуваних речовин [23].

Таблиця 4.1 – Основні фізико-хімічні властивості речовин

Назва речовини		Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан	Температура плавлення, °С	Температура кипіння, °С
Раціональна номенклатура	Систематична номенклатура					
1	2	3	4	5	6	7
Натрій хлорид	Хлорид натрію	NaCl	Na – Cl	Рідина	–	110
Кальцій карбонат	Карбонат кальцію	CaCO ₃	$ \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O}-\text{C}-\text{O} \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{Ca} \end{array} $	Тверда речовина	825 (кальцит) 1339 (арагоніт)	–

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5	6	7
Амоній гідроксид	Аміак водний	NH ₄ OH	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H} - \text{N} - \text{O} - \text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	Рідина	-91,5	24,7-37,7
Кокс	Кокс	C	–	Тверда речовина	–	–
Кальцій оксид	Оксид кальцію	CaO	Ca = O	Тверда речовина	2570	2850
Карбон (IV) оксид	Оксид вуглецю (IV)	CO ₂	O = C = O	Газ	–	–
Кальцій гідроксид	Гідроксид кальцію	Ca(OH) ₂	$\begin{array}{c} \text{H} - \text{O} - \text{Ca} \\ \\ \text{O} - \text{H} \end{array}$	Рідина	–	–
Динатрій карбонат	Карбонат натрію	Na ₂ CO ₃	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{Na} - \text{O} - \text{C} - \text{O} - \\ \text{Na} \end{array}$	Тверда речовина	854	1600
Полі(2-пропенамід)	Поліакриламід	(C ₃ H ₅ NO) _n ,	$\begin{array}{c} \text{[-CH}_2\text{-CH-]}_n \\ \\ \text{O} = \text{C} \\ \\ \text{H} - \text{N} - \text{H} \end{array}$	тверда речовина	100	–

Таблиця 4.2 – Показники вибухо- і пожеженебезпечності

Речовина	Температура спалаху °С	Температура самозапалення °С	Межі розповсюдження полум'я концентраційні				Межі спалахування температурні, °С	
			г/м ³		% об.		нижня	верхня
			нижня	верхня	нижня	верхня		
Аміак	–	650	112	189	15	28	17	28
Кокс	700	–	–	–	–	–	–	–

Таблиця 4.3 – Характеристики застосовуваних і одержаних речовин

Речовина	Клас шкідливості	Характер дії на організм людини	Граничнодопустима концентрація				Засоби індивідуального захисту
			у повітрі, мг/м ³			у воді, мг/л	
			робочої зони	населеного пункту			
				С _{мр} *	С _{сд} **		
1	2	3	4	5	6	7	8
Карбонат кальцію	4	При потраплянні в очі: викликає подразнення. При вдиханні: кашель.	6	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
Хлорид натрію	3	При потраплянні в очі: різь, сльозотеча, почервоніння слизуватих оболонок. При потраплянні на шкірі: сухість, лущення, почервоніння, подразнення. При ковтанні: нудота, блювота, діарея	5 аерозоль	–	–	–	Респіратор «Айстра-2». Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, гумові чоботи, фартух з гумованої тканини
Аміак водний	4	При потраплянні в очі: опіки, біль, сльозотеча, кон'юнктивіт, можлива зміна роговиці, втрата зору. При потраплянні на шкіру: сильний біль, почервоніння, при тривалому впливі – утворення пухирців.	20	–	–	0,05-2,9	Фільтручий протигаз марки «КД», «М».

Продовження табл. 4.3

1	2	3	4	5	6	7	8
		<p>При ковтанні: опік порожнини рота, набряк язик і глотки, головний біль, біль у животі, нудота, блювота, іноді з домішкою крові.</p> <p>При вдиханні: збудження, що змінюється на млявість, слъзотеча, ускладнене дихання, чхання, першіння в горлі, м'язовий біль, біль у шлунку</p>					Костюм з прогумованої тканини, гумові печатки, захисні окуляри
Кокс	4	<p>При потраплянні в очі: викликає подразнення.</p> <p>При вдиханні: кашель</p>	10	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200». Бавовняний костюм, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
Оксид кальцію	2	<p>При потраплянні в очі: сильна слъзотеча, набряк повік, почервоніння кон'юнктиви, подразнення радужної оболонки ока.</p> <p>При вдиханні: кашель, нежить, біль у горлі; порушення ритму диханні.</p> <p>При потраплянні на шкіру: почервоніння, набряк; на мокру шкіру – можливі опіки</p>	1	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
Оксид вуглецю (IV)	4	<p>Не токсичний. Небезпечний лише в дуже великих кількостях (чинить задушливу дію)</p>	9000	–	–	–	Бавовняний костюм або комбінезон, берет, шкіряні чоботи

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

ПД.05.01.ПЗ

Арк

89

Продовження табл. 4.3

1	2	3	4	5	6	7	8
Гідроксид кальцію	3	При потраплянні на шкіру: почервоніння, свербіння, опіки. При потраплянні в очі: слезотеча, біль, помутніння роговиці ока, порушення зору. При ковтанні: першіння в горлі, кашель, чхання, опіки слизуватих оболонок, бронхів.	2,0	–	–	–	Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
Карбонат натрію	3	При ковтанні: нудота. При потраплянні в очі: викликає подразнення. При вдиханні: кашель	2	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
Поліакриламід	4	При вдиханні: викликає першіння в горлі, кашель, слабкість. При тривалому потраплянні на шкіру: слабе почервоніння, лущення. При потраплянні в очі: слезотеча, почервоніння слизуватих оболонок	10	–	–	0,1 0,01 (риб. госп.)	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи

4.2 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори на проектованому виробництві

У процесі виробництва кальцинованої соди на працівників впливають згідно з класифікацією ГОСТ 12.0.003-74 «ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация», затвердженого постановою

Державного комітету стандартів Ради Міністрів СРСР від 18.11.74 № 2551, хімічні та фізичні небезпечні виробничі чинники, а саме:

- хімічні небезпечні чинники – токсичні та подразливі (табл. 4.3);
- фізичні небезпечні чинники:
 - машини та механізми, що рухаються;
 - рухомі частини виробничого устаткування;
 - підвищена запиленість та загазованість повітря робочої зони;
 - підвищена температура поверхонь устаткування, матеріалів;
 - підвищений рівень шуму на робочому місці;
 - підвищений рівень вібрації;
 - підвищена чи знижена вологість повітря;
 - підвищена чи знижена рухомість повітря;
 - підвищений рівень напруги в електричному колі, замикання якого може статися через тіло людини;
 - відсутність або недостатність природного світла;
 - недостатня освітленість робочої зони;
 - гострі краї, задирки, шорсткість поверхонь заготовок, інструменту та устаткування;
 - розміщення робочого місця на значній висоті відносно поверхні землі (підлоги).

Джерелами небезпечних і шкідливих виробничих чинників можуть бути: нерегламентовані режими роботи технологічного устаткування; транспортні засоби, вантажопідіймальне устаткування, механізми обладнання, деталі та вироби, що рухаються; устаткування, що працює під тиском; електромережі, електрифіковане устаткування та інструменти; інженерні комунікації; роботи, що призводять до психофізіологічних перевантажень; токсичні речовини; помилкові дії працівників, аварії [21].

						Арк
						91
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПД.05.01.ПЗ	

4.3 Класифікація і категорійність виробництва та його приміщень

Таблиця 4.4 – Класифікація й категорійність виробництва і його приміщень

Найменування відділення	Категорія приміщень по вибухопожеженебезпечності відповідно з ОНТП 24-86	Категорія технологічних блоків по рівню вибухонебезпечності відповідно ОПВ-88	Класифікація приміщень та зовнішнього устаткування по електрообладнанню ДНАОП 0.00-1.32.01		Група виробничого процесу по санітарній характеристиці відповідно СНиП 2.09.04-87
			Клас приміщення	Категорія та група вибухонебезпечних сумішей	
Виробництво кальцинованої соди	В	ІІІ	2	ІІБ	36

Згідно санітарної класифікації підприємств і виробництв (СН 245-71 «Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий») проєктоване виробництво кальцинованої соди відноситься до ІІ-го класу небезпеки з шириною санітарно-захисної зони – 500 м [24].

4.4 Заходи запобігання шкідливим і небезпечним виробничим факторам

4.4.1 Вентиляція виробничих приміщень

Вміст шкідливих речовин у повітрі робочої зони повинен відповідати вимогам ГОСТ 12.1.005-88 «ССБТ. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны», затвердженого постановою Державного комітету СРСР зі стандартів від 29.09.88 № 338 та СН 4617-88 «Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны», затверджених наказом головного державного санітарного лікаря СРСР від 26.05.1988.

Електрообладнання вентиляційних систем, їх заземлення та КВП повинні відповідати вимогам НПАОП 40.1-1.01-97, Правил безпечної експлуатації електроустановок споживачів, затверджених наказом Комітету по нагляду за охороною праці України від 09.01.98 № 4, зареєстрованих у

Міністерстві юстиції України 10.02.98 за № 93/2533.

Виконання устаткування вентиляційних систем, що розташовані в приміщеннях категорій А і Б відповідно до НАПБ Б.07.005-86, та місцевих відсмоктувачів вибухопожежонебезпечних та пожежонебезпечних сумішей повинно відповідати вимогам НПАОП 40.1-1.32-01.

Усі вентиляційні системи підлягають ремонту в терміни відповідно до графіка планово-попереджувальних ремонтів, затвердженого суб'єктом господарювання.

Ремонт і очищення вентиляційного устаткування необхідно здійснювати з використанням засобів захисту органів дихання від пилу та шкідливих газів.

Діючі вентиляційні системи необхідно перевіряти у визначені терміни, але не рідше ніж: у приміщеннях, де можливе виділення шкідливих речовин 1 та 2 класів небезпечності (сірководню), – 1 раз на місяць; системи місцевої витяжної та місцевої припливної вентиляції – 1 раз на рік; системи загальнообмінної механічної та природної вентиляції – 1 раз на 3 роки.

Концентрація шкідливих речовин (газів, парів, пилу) у повітрі, що подається у виробниче приміщення, не повинна перевищувати 30 % ГДК речовин відповідно до ГОСТ 12.1.005-88, але за умови, щоб загальна концентрація шкідливих речовин у повітрі робочої зони не перевищувала значень ГДК.

У приміщеннях, де можливе раптове непередбачуване надходження у повітря робочої зони шкідливих речовин, необхідно обладнувати аварійну витяжну вентиляцію.

Продуктивність аварійної вентиляції визначається розрахунком у технологічній частині проекту відповідно до вимог СНиП 2.04.05-91. Необхідний повітрообмін під час аварій забезпечується спільною роботою систем основної (загальнообмінної та місцевої) та аварійної вентиляції.

У приміщеннях насосних станцій аміачної води, рідини після відділення гідрокарбонату натрію на вакуум-фільтрах (фільтрової рідини) та

						Арк
					ПД.05.01.ПЗ	93
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

амонізованого розсолу продуктивність аварійної вентиляції повинна забезпечувати не менше ніж 8 повітрообмінів на годину.

На стадії абсорбції на випадок непередбачуваного надходження у повітря парів аміаку або сірководню повинна бути передбачена аварійна витяжна вентиляція.

Системи аварійної вентиляції повинні бути зблоковані з газоаналізаторами, що налаштовані на ГДК. У разі досягнення ГДК повинна автоматично включатися аварійна вентиляція, світлова та звукова сигналізація.

Видалення повітря з перших поверхів висотних будівель виробництва кальцинованої соди допускається здійснювати природною вентиляцією.

У виробництві кальцинованої соди необхідно здійснювати аспірацію пилу:

- на стадії вапняно-випалювальних печей: від дробарок, транспортерів, конвеєрів і від місць завантаження-розвантаження та пересипки крейди, коксу та вапна;
- на стадії парової кальцинації: від місць вивантаження соди з кальцинаторів, бункерів і силосів соди, елеваторів, машин для затарювання.

Від корит мірників та вакуум-фільтрів, що є джерелами надходження у повітря аміаку на стадії фільтрації гідрокарбонату натрію, необхідно передбачати місцеву витяжну вентиляцію.

Повітря з парами аміаку, що відсмоктується від конвеєрів сирого гідрокарбонату натрію та від корит вакуум-фільтрів, перед викидом в атмосферу необхідно очищувати в санітарних промивачах з коефіцієнтом очищення не нижче ніж 0,9 [21].

Виконаємо розрахунок вентиляції хімічної лабораторії виробництва кальцинованої соди.

Розміри приміщення, м: довжина – 7, ширина – 6, висота – 4.

Кількість працівників – 2. Кратність повітрообміну – 5.

									Арк
									94
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПД.05.01.ПЗ				

В лабораторії передбачається припливно-витяжна вентиляція з механічним спонуканням.

Кількість повітря, що подається в приміщення лабораторії, визначається за формулою [25]:

$$W = K \cdot V, \quad (41)$$

де K – кратність повітрообміну, година⁻¹;

V – об'єм робочого приміщення, м³.

$$W = 5 \cdot 168 = 840 \text{ м}^3/\text{годину}.$$

Для видалення шкідливих виділень хімічні лабораторії обладнуються витяжними шафами. Кількість витяжних шаф (робочих місць) встановлюється залежно від штатного розкладу робітників лабораторії (з розрахунку на одного працівника одна шафа).

Кількість повітря, що видаляється від кожної витяжної шафи визначається за формулою [25]:

$$W_{\text{ш}} = F_{\text{ш}} \cdot v_{\text{ш}} \cdot 3600, \quad (42)$$

де $F_{\text{ш}} = 0,7$ – площа робочого отвору витяжної шафи, м²;

$v_{\text{ш}} = 0,5$ – швидкість руху повітря, що видаляється через отвір витяжної шафи, м/с.

$$W_{\text{ш}} = 0,7 \cdot 0,5 \cdot 3600 = 1260 \text{ м}^3/\text{годину}.$$

Продуктивність вентилятора для витяжної шафи визначається за формулою [25]:

$$L = W_{\text{ш}} \cdot k, \quad (43)$$

де $k = 1,15$ – коефіцієнт підсмоктування повітря через нещільності витяжної шафи.

						Арк
					ПД.05.01.ПЗ	95
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

$$L = 1260 \cdot 1,15 = 1449 \text{ м}^3/\text{годину}.$$

За розрахованими об'ємами повітря вибирається тип стандартного промислового вентилятору.

Вибирається вентилятор типа В-06-300, що має наступні технічні характеристики:

Продуктивність	2500 м ³ /годину
Номер вентилятора	4
Напір	7 мм. вод. ст.
Частота обертання	2500 об/хв.
Тип електродвигуна	4АА56 А4
Потужність	0,12 кВт
Частота обертання	1375 об/хв.

4.4.2 Опалення виробничих приміщень

Опалювання приміщення лабораторії здійснюється від пункту тепlopостачання. В якості опалювальних пристроїв використовуються радіатори.

Розрахункова витрата тепла на опалювання приміщення лабораторії визначається за формулою [25]:

$$Q = q \cdot F \cdot (1 + K), \quad (44)$$

де $q = 152$ – укрупнений показник максимальної витрати теплоти на опалювання 1 м² площі приміщення, Вт/м²;

$F = 42$ – площа приміщення, м²;

$K = 0,34$ – коефіцієнт, який враховує витрату теплоти на опалювання.

Отже витрата теплоти на опалювання:

						Арк
						96
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПД.05.01.ПЗ	

$$Q_0 = 152 \cdot 42 \cdot (1 + 0,34) \approx 8555 \text{ Вт}$$

Площа поверхні опалювальних приладів визначається за формулою [25]:

$$H = \frac{Q}{506}, \quad (45)$$

$$F = \frac{8555}{506} = 16,9 \text{ м}^2 \quad \text{або} \quad 16,9 \cdot 0,82 = 13,9 \text{ м}^2.$$

Екм – еквівалентний квадратний метр – площа поверхні нагріву приладу, що віддає 506 Вт теплоти при різниці середньої температури теплоносія і температури повітря в приміщенні, що дорівнює 64,5°C. 1Екм = 0,82 м².

Вибирається радіатор типа М-140 АО, у якого площа поверхні нагріву однієї секції 0,299 м², об'єм 4,1 м³, кількість секцій – 47 шт.

4.4.3 Освітлення виробничих приміщень

Фактором, що визначає сприятливі умови праці, є раціональне освітлення робочої зони і робочих місць. Коли правильно розраховано і підібрано освітлення виробничих приміщень, очі працюючого протягом тривалого часу зберігають здатність добре розрізняти предмети і знаряддя праці. Такі умови освітлення сприяють зниженню виробничого травматизму і професійного захворювання очей.

Погане освітлення виробничої зони може призвести до погіршення якості виконуваних робіт, погане освітлення виробничих територій може стати причиною багатьох важких і смертельних випадків, таких, як наїзд самохідних засобів механізації, що рухаються.

Природне освітлення має велике гігієнічне значення, що виявляється в значній тонізуючій дії на організм людини внаслідок того, що організм людини мільйони років пристосовувався до такого освітлення. Тривала

						ПД.05.01.ПЗ	Арк
							97
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

відсутність природного світла гнітюче діє на психіку людини. Санітарні норми передбачають обов'язкове безпосереднє природне освітлення виробничих, адміністративних, підсобних і побутових приміщень.

Погане освітлення робочих місць є однією з причин низької продуктивності праці. При недостатньому освітленні очі працюючого напружені, при цьому складно відрізнити оброблювані предмети, знижується темп роботи, погіршується загальний стан організму людини.

Освітлення робочої зони і робочих місць може бути природним і штучним [26].

Виконаємо розрахунок природного і штучного освітлення хімічної лабораторії виробництва кальцинованої соди. Приміщення лабораторії за зоровими умовами робіт відноситься до III (точні роботи) розряду в підрозряді.

Розрахунок природного освітлення зводиться до визначення кількості віконних отворів.

Сумарна площа віконних отворів приблизно розраховується, як добуток площі приміщення на світловий коефіцієнт приміщення та визначається за формулою [25]:

$$S_{\text{вік}} = \left(\frac{1}{5} \div \frac{1}{6} \right) \cdot S_{\text{п}}, \quad (46)$$

де $S_{\text{вік}}$ – загальна площа віконних отворів, м²;

$S_{\text{п}}$ – площа виробничого приміщення, м²;

$1/6 \div 1/5$ – світловий коефіцієнт для приміщень хімічних виробництв.

$$S_{\text{вік}} = \frac{42}{5} = 8,4 \text{ м}^2.$$

Приймається бічне однобічне освітлення через два віконні отвори розміром $1,76 \times 2,37$ м.

Для штучного освітлення приміщення лабораторії вибирається світильник типу ОД – відкритий люмінесцентний з лампами денного світла (ЛД).

Кількість рядів світильників у приміщенні лабораторії визначається за формулою [25]:

$$N_{\delta} = \frac{\hat{A}}{(\hat{l} - h_{\delta}) \cdot [L/h]}, \quad (47)$$

де $B = 6$ – ширина приміщення, м;

$H = 4$ – висота приміщення, м;

$h_p = 0,8$ – висота робочої поверхні, м;

$[L/h] = 1,5$ – числове значення коефіцієнта світильника.

$$N_{\delta} = \frac{6}{(4 - 0,8) \cdot 1,5} \approx 2 \text{ д\у\а\е.}$$

Максимально припустима відстань між рядами світильників визначається з виразу формулою [26]:

$$L_{\max} = \frac{\hat{A}}{N_p}, \quad (48)$$

$$L_{\max} = \frac{6}{2} = 3 \text{ м.}$$

Висота підвісу світильника над робочою поверхнею визначається за формулою [25]:

$$h = \frac{L_{\max}}{[L/h]}, \quad (49)$$

$$h = \frac{3}{1,5} = 2 \text{ м.}$$

Висота звисання світильників від стелі визначається за формулою [25]:

$$h_3 = H - h_p - h \quad (50)$$

$$h_3 = 4 - 0,8 - 2 = 1,2 \text{ м.}$$

Для розрахунку штучного освітлення використовується метод світлового потоку, при цьому кількість світильників, необхідна для освітлення приміщення, розраховується за формулою [25]:

$$n = \frac{E \cdot S \cdot K}{F \cdot U \cdot Z}, \quad (51)$$

- де $E = 400$ – мінімально допустима освітленість робочих поверхонь, лк;
 $S = 42$ – освітлювана площа, м²;
 $F = 3260$ – світловий потік однієї люмінесцентної лампи потужністю 80 Вт, лм;
 $K = 1,5$ – коефіцієнт запасу для люмінесцентних ламп у приміщеннях з малим виділенням забруднень;
 $Z = 1$ – поправочний коефіцієнт, що залежить від конструкції світильника, тип світильника люмінесцентний;
 $U = 1$ – коефіцієнт використання освітлювальної установки, який залежить від конструкції світильника, коефіцієнта відбиття стелі і стін, а також показника приміщення i .

Кількість світильників складає:

$$n = \frac{400 \cdot 42 \cdot 1,5}{3260 \cdot 1 \cdot 1} \approx 8 \text{ шт.}$$

						Арк
						100
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Кожен світильник типу ОД комплектується двома лампами. Тобто необхідно використовувати 4 світильники з 8 працюючими лампами в них. Схема розташування світильників зображена на рис. 4.1.

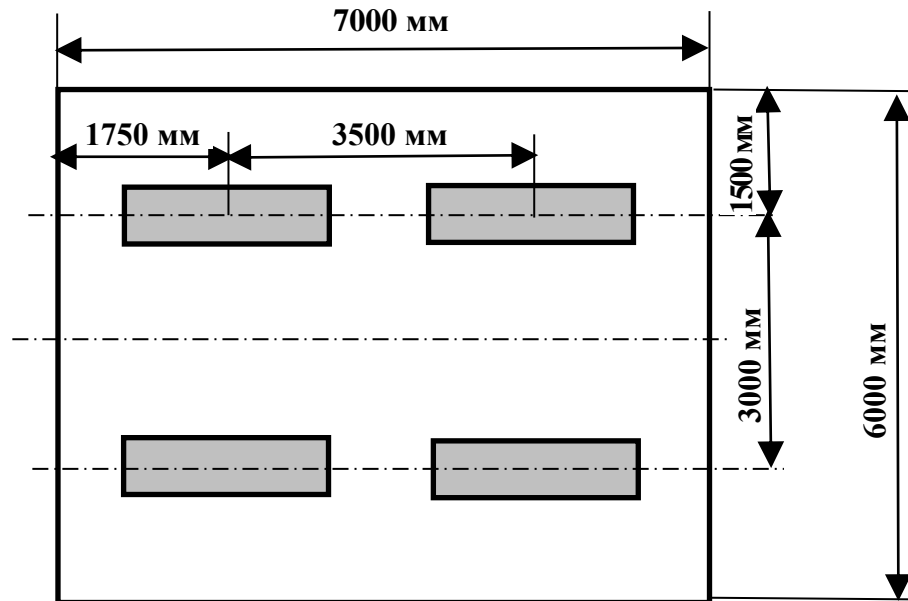


Рисунок 4.1 – Схема розміщення світильників

Загальна потужність електроосвітлювальної установки визначається за формулою [25]:

$$N = \frac{n \cdot W + (0,1 \div 0,2) \cdot n \cdot W}{1000}, \quad (52)$$

де $n = 8$ – розрахункова кількість ламп, шт;

$W = 80$ – потужність однієї лампи, Вт.

$$N = \frac{8 \cdot 80 + 0,2 \cdot 8 \cdot 80}{1000} = 0,77 \text{ кВт}.$$

4.4.4 Заходи боротьби з шумом та вібрацією

Вібраційна безпека забезпечується дотриманням вимог ГОСТ 12.1.012-90 «ССБТ. Вибрационная безопасность. Общие требования», затвердженого постановою Державного комітету СРСР з управління якістю продукції та стандартів від 13.07.1990 № 2190.

Не дозволяється перевищення рівня виробничого шуму вище норм, наведених у ДСН 3.3.6.037-99 Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку, затверджених постановою головного державного санітарного лікаря України від 01.12.99 № 37 та ГОСТ 12.1.003-83 «ССБТ. Шум. Общие требования безопасности», затвердженого постановою Державного комітету СРСР зі стандартів від 06.06.1983 № 2473 [21].

Заходи та засоби захисту від шуму поділяються на колективні та індивідуальні, причому останні застосовуються лише тоді, коли заходами та засобами колективного захисту не вдається знизити рівні шуму на робочих місцях до допустимих значень. Призначення засобів індивідуального захисту (ЗІЗ) від шуму - перекрити найбільш чутливі канали проникнення звуку в організм - вуха. Тим самим різко послаблюються рівні звуків, що діють на барабанну перетинку, а відтак - і коливання чутливих елементів внутрішнього вуха. Такі засоби дозволяють одночасно попередити розлад і всієї нервової системи від дії інтенсивного подразника, яким є шум.

До засобів індивідуального захисту від шуму належать навушники, протишумові вкладки, шумозаглушувальні шоломи. Вибір ЗІЗ обумовлюється видом та характеристикою шуму на робочому місці, зручністю використання засобу при виконанні даної робочої операції та конкретними кліматичними умовами.

Зменшення шуму в самому джерелі – найбільш радикальний засіб боротьби з шумом, що створюється устаткуванням. Досвід показує, що ефективність заходів щодо зниження шуму устаткування, що вже працює,

									Арк
									102
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПД.05.01.ПЗ				

досить невисока, тому необхідно прагнути до максимального зниження шуму в джерелі ще на стадії проектування устаткування.

Організаційно-технічні засоби захисту від шуму передбачають: застосування малошумних технологічних процесів та устаткування, оснащення шумного устаткування засобами дистанційного керування, дотримання правил технічної експлуатації, проведення планово-попереджувальних оглядів та ремонтів.

Засоби захисту від вібрацій у джерелах вібрацій ґрунтуються на урівноважуванні діючих сил і моментів у машинах і механізмах, балансуванні обертових деталей, застосуванні матеріалів з підвищеним внутрішнім тертям, поліпшенні технології виготовлення і т.ін. Зниження рівня вібрації на шляху її поширення досягається застосуванням віброізолюючих конструкцій і вібродемпфуючих матеріалів і покриттів, а також віброгасників. Для забезпечення віброізоляції влаштовують розриви між елементами конструкцій або усувають тверді зв'язки між ними, а також уникають подібності частот власних коливань системи і частот сил, що її збуджують. Підвіска двигунів літаків на пружних амортизаторах забезпечує зниження вібрації і шуму в кабінах у всіх смугах звукового спектру від 5 до 8 дБ.

Для вібропоглинання на вібруючі елементи машини наносять в'язкі або пружні матеріали, яким притаманні значні внутрішні втрати. До таких матеріалів відносяться антивібрит, агат, сендвічні конструкції, СКЛ-25 та інш. Зниження вібрації таким чином досягає 2-10 дБ в смузі частот 31,5-8000 Гц. Засобами індивідуального захисту від вібрації є: черевики, рукавиці, виготовлені із віброзахисних матеріалів цілком або в місцях з'єднання з вібруючою поверхнею [27].

						ПД.05.01.ПЗ	Арк
							103
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

4.4.5 Заходи електробезпеки

Електробезпека – система організаційних заходів та засобів, що направлена на захист людей від шкідливої та небезпечної дії електричного струму, електричної дуги, електричного поля, та статичної електрики.

Під причинами електротравм слід розуміти:

- порушення вимог нормативно-правових актів з охорони праці та інструкцій з електробезпеки;
- не виконання вимог нормативно-правових актів з охорони праці та інструкцій;
- порушення технології виконання робіт.

Основними заходами захисту від ураження електрострумом є:

- застосування робочої, подвійної або підсиленої ізоляції;
- дотримання відповідної відстані до струмоведучих частин чи шляхом закриття, огороження струмоведучих частин;
- застосування блокуючих пристроїв та огорожувальних пристроїв для запобігання помилкових операцій та доступу до струмоведучих частин;
- надійного та швидкодіючого автоматичного відключення частин електрообладнання, що потрапило під напругу і пошкоджених ділянок електромережі, в тому числі захисного відключення;
- захисне заземлення та занулення корпусів електрообладнання та елементів електроустаткування, що можуть потрапити під напругу внаслідок пошкодження ізоляції;
- вирівнювання потенціалів;
- застосування роздільних трансформаторів;
- застосування напруги 42В і нижче змінного струму частотою 50 Гц та 110В і нижче постійного струму;
- застосування попереджувальної сигналізації, написів та плакатів;
- застосування обладнання, яке понижує напругу електричних полів;

									Арк
									104
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

– застосування засобів захисту та пристроїв, в тому числі для захисту від дії електричного поля в електроустановках, в яких його напруженість перевищує допустимі норми [28].

Виконаємо розрахунок захисного заземлюючого контуру приміщення хімічної лабораторії.

Розрахунок заземлюючого контуру здійснюється, виходячи з умови, що загальний опір заземлюючого контуру $R_{ззп}$ повинен бути меншим за 4 Ом.

Загальний опір захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою [25]:

$$R_{ззп} = \frac{R_з \cdot R_{см}}{R_{см} \cdot n \cdot \eta_з + R_з \cdot \eta_{см}}, \quad (53)$$

де $R_з$ – опір заземлювача, в якості якого використовується металевий стрижень, Ом;

$R_{см}$ – опір металевої смуги, що з'єднує заземлювачі, Ом;

n – кількість заземлювачів;

$\eta_з = 0,4$ – коефіцієнт екранування заземлювача;

$\eta_{см} = 0,6$ – коефіцієнт екранування з'єднуючої смуги

Опір заземлювача визначається за формулою [25]:

$$R_з = \frac{\rho}{2\pi \cdot \ell} \left(\ln \frac{2 \cdot \ell}{d} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot t + \ell}{4 \cdot t - \ell} \right), \quad (54)$$

де $\rho = 110$ – питомий електричний опір суглинку, Ом·м;

$\ell = 5$ – довжина заземлювача, м;

$d = 0,016$ – діаметр заземлювача, м;

$t = 3,3$ – відстань від середини розташованого в ґрунті заземлювача до рівня землі, м.

Опір смуги, що з'єднує заземлювачі, визначається за формулою [25]:

$$R_{\hat{\Pi}} = \frac{\rho}{2\pi \cdot L} \cdot \ln \frac{2 \cdot L^2}{b \cdot t'}, \quad (55)$$

де $L = 26$ – довжина смуги, що з'єднує заземлювачі, м;

$b = 0,03$ – ширина смуги, м;

$t' = 0,5$ – відстань від верхнього кінця заземлювача до поверхні землі, м.

Кількість заземлювачів захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою [25]:

$$n = \frac{\Psi \cdot R_{\zeta}}{4 \cdot \eta_{\zeta}}, \quad (56)$$

де $\Psi = 2$ – коефіцієнт сезонності, який залежить від кліматичної зони території;

R_{ζ} – опір заземлювача, Ом;

4 – припустимий загальний опір, Ом;

$\eta_{\zeta} = 0,4$ – коефіцієнт екранування заземлювача.

$$R_{\zeta} = \frac{110}{2 \cdot 3,14 \cdot 5} \cdot \left(\ln \frac{2 \cdot 5}{0,016} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot 3,3 + 5}{4 \cdot 3,3 - 5} \right) = 23,9 \hat{\Pi};$$

$$n = \frac{2 \cdot 23,9}{4 \cdot 0,4} = 30 \text{ шт};$$

$$R_{\hat{\Pi}} = \frac{110}{2 \cdot 3,14 \cdot 26} \cdot \ln \frac{2 \cdot 26^2}{0,03 \cdot 0,5} = 11,4 \text{ Ом};$$

$$R_{\zeta\hat{\Pi}} = \frac{23,9 \cdot 11,4}{11,4 \cdot 30 \cdot 0,4 + 23,9 \cdot 0,6} = 0,8 \text{ Ом}.$$

Оскільки $R_{ззп} = 0,8 \leq 4$ Ом, то можна зробити висновок, що захисний заземляючий пристрій зможе забезпечити електробезпеку лабораторії.

4.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві

Для підтримування пожежної безпеки на виробництві повинен здійснюватися комплекс обов'язкових організаційних заходів, перелічених у "Правилах пожежної безпеки в Україні".

До всіх будівель і споруд слід забезпечити вільний доступ. Протипожежні розриви між будівлями, спорудами, відкритими майданчиками для зберігання матеріалів, устаткування тощо мають відповідати вимогам будівельних норм, їх не дозволяється захаращувати, використовувати для складування матеріалів, улаштування стоянок транспорту. Все сміття та відходи необхідно регулярно видаляти (вивозити) у спеціально відведені місця. Проїзди та проходи до будівель, споруд, пожежних вододжерел, підступи до зовнішніх стаціонарних пожежних драбин, пожежного інвентарю, устаткування та засобів пожежогасіння мають бути завжди вільними, утримуватися справними й перебувати в задовільному стані будь-якої пори року.

Забороняється зменшувати нормативну ширину проїздів.

Забороняється стоянка транспорту в наскрізних проїздах будівель на відстані менше 10 м від в'їзних воріт на територію, менше 5 м від пожежних гідрантів, забірних пристроїв водо джерел, пожежного устаткування та інвентарю, на поворотних майданчиках тупикових проїздів, у зазначених місцях повинні бути встановлені (вивішені) відповідні знаки заборони.

На території на видних місцях мають бути розміщені таблички із зазначенням на них номеру виклику пожежної охорони, знаки із зазначенням місць установа первинних засобів пожежогасіння.

						ПД.05.01.ПЗ	Арк
							107
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			

Для всіх будівель, споруд, зовнішніх установок тощо та приміщень виробничого, складського призначення й лабораторій необхідно визначати категорії за вибухопожежною та пожежною небезпекою згідно з НАПБ Б.03.002-2007 і класи зон за НПАОП 40.1-1.32-01 Правила будови електроустановок. Електрообладнання спеціальних установок (ПБЕ). На вхідних дверях у зазначених приміщеннях слід розміщати таблички із зазначенням категорії за вибухопожежною та пожежною небезпекою та класу зони.

Протипожежні системи, установки, устаткування приміщень, будівель та споруд (протидимний захист, пожежна автоматика, протипожежне водопостачання, протипожежні двері, клапани, інші захисні пристрої у протипожежних стінах і перекриттях тощо) повинні постійно утримуватися у справному робочому стані.

Будівлі й приміщення повинні оснащуватись установками пожежної сигналізації (УПС) та автоматичними установками пожежогасіння (АУП) відповідно до вимог чинних нормативних документів.

Апаратура й устаткування, що входять до складу установок, повинні відповідати чинним стандартам, технічним умовам, документації заводів-виробників, мати сертифікат відповідності й бути без дефектів. Всі установки мають бути справними і утримуватися в постійній готовності для виконання завдань, що стоять перед ними.

Вогнегасники слід розміщувати у легкодоступних і помітних місцях, а також поблизу місць, де найімовірніша поява вогнищ пожежі, при цьому забезпечити їх захист від дії сонячних променів, опалювальних і нагрівальних приладів, а також хімічно агресивних речовин (середовищ), які можуть негативно вплинути на їх працездатність.

Вогнегасники в місцях розміщення не повинні створювати перешкоди під час евакуації людей.

						Арк
					ПД.05.01.ПЗ	108
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Переносні вогнегасники слід розміщувати шляхом навішування за допомогою кронштейнів на вертикальні конструкції на висоті не більше 1,5 м від рівня підлоги до нижнього торця вогнегасника і на відстані від дверей, достатній для їх повного відчинення, або встановлювати у пожежні шафи поруч з пожежними кранами, на пожежні щити чи стенди, підставки чи спеціальні тумби.

Вогнегасники повинні розміщуватися з урахуванням зручності їх обслуговування, огляду, а також досягнення найкращої видимості з різних точок захищеного простору. Підходи до місця розташування вогнегасників мають бути завжди вільними. Періодичний огляд вогнегасників має здійснюватися особою, відповідальною за пожежну безпеку не рідше одного разу на місяць.

У разі виявлення пожежі (ознак горіння) кожен працівник зобов'язаний:

- негайно повідомити про це пожежну охорону (номер телефону для виклику 101. При цьому необхідно назвати адресу об'єкта, вказати кількість поверхів будівлі, місце виникнення пожежі, обстановку на пожежі, наявність людей, а також повідомити своє прізвище;
- вжити (по можливості) заходів до евакуації людей та збереження матеріальних цінностей, гасіння пожежі з використанням вогнегасників та інших засобів пожежогасіння;
- повідомити про пожежу керівника підрозділу (дільниці);
- викликати (за необхідності) інші аварійно-рятувальні служби (медичну, газорятувальну тощо).

Посадова особа об'єкта, що прибула на місце пожежі, зобов'язана:

- перевірити чи викликана пожежна охорона (продублювати повідомлення);
- у разі загрози життю людей негайно організувати їх рятування (евакуацію);
- видалити за межі небезпечної зони всіх працівників, не пов'язаних з ліквідацією пожежі;

						Арк
						109
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПД.05.01.ПЗ	

- припинити роботи в будівлі (якщо це допускається технологічним процесом виробництва), крім робіт, пов'язаних із заходами щодо ліквідації пожежі;
- здійснити в разі необхідності відключення електроенергії (за винятком систем протипожежного захисту), зупинення транспортуючих пристроїв, агрегатів, апаратів, перекриття сировинних, газових, парових та водяних комунікацій, зупинення систем вентиляції в аварійному та суміжних з ним приміщеннях (за винятком пристроїв протидимного захисту) та вжити інших заходів, що сприяють запобіганню розвитку пожежі та задимленню будівлі;
- перевірити включення оповіщення людей про пожежу, установок пожежогасіння, протидимного захисту;
- організувати зустріч підрозділів пожежної охорони, забезпечити безперешкодний доступ їх до місця виникнення пожежі та надати їм допомогу під час локалізації та ліквідації пожежі;
- одночасно з гасінням пожежі організувати евакуацію і захист матеріальних цінностей;
- забезпечити дотримання техніки безпеки працівниками, які беруть участь у гасінні пожежі [29]

						Арк
						110
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

ПД.05.01.ПЗ

5 КОМПОНОВКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

В виробництві кальцинованої соди аміачним способом розміщення та компонування устаткування, газопроводів і комунікацій забезпечує працівникам безпечні та нешкідливі умови праці, вільний доступ, зручність обслуговування і проведення ремонтних робіт, а також відповідає вимогам технологічних процесів.

Устаткування та контрольно-вимірювальні прилади розташовуються так, щоб було зручно їх обслуговувати і спостерігати за технологічним процесом.

Відстійники стадії очищення розсолу встановлюються таким чином, щоб забезпечувалась можливість кругового обслуговування.

Гасильники вапна встановлені в один ряд на рівні, що забезпечує вільне перетікання вапняного молока в обладнання для його очищення і далі – в ємність для вапняного молока. Проходи між суміжними гасильниками складають 2 м. Відстань між гасильниками і стіною будівлі забезпечує вільний прохід шириною і дорівнює 1 м.

Відстань по фронту між двома рядами колонного устаткування – 3 м; відстань між виступаючими частинами колонного обладнання – 2 м.

Відстань між фільтрами для розділення суспензії або центрифугами і апаратурою, розташованої поруч, повинен бути не менше 1,5 м, а відстань до будівельних конструкцій – не менше 1,0 м.

Розміщення вакуум-фільтрів забезпечує можливість заміни фільтрувальної перегородки, а також необхідну вільну площу для проведення монтажних і ремонтних робіт із застосуванням засобів механізації.

Насоси розміщуються групами за технологічним призначенням так, щоб забезпечити мінімальну довжину всмоктувальних комунікацій.

					<i>ПД.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>				<i>Компоновка технологічного обладнання</i>	<i>Лім.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листів</i>
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>						111	137
<i>Консультант</i>						<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>							

Проходи між насосами з урахуванням їх обв'язки – 0,8 м; відстань від насосів до будівельних конструкцій – 1,0 м.

Проходи між пластинчастими теплообмінниками з урахуванням їх обв'язки – 1,0 м.

Парові кальцинатори встановлені так, щоб відстані між частинами фундаментів, були не менше 3 м і відстань до будівельних конструкцій – 3 м.

Конвеєри встановлені так, щоб відстань по вертикальній лінії від частин конвеєра, що найбільш виступають і які потребують обслуговування, до нижніх поверхонь будівельних конструкцій, які виступають була не менше 0,6 м, а від транспортного вантажу – не менше 0,3 м

Для проведення монтажних і ремонтних робіт застосовуються засоби механізації [21].

					ПД.05.01.ПЗ	Арк
						112
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

6 ЕКОЛОГІЯ ТА ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

Відходами виробництва кальцинованої соди за аміачним способом є газоподібні речовини, тверді шлами після стадії розсолочищення і дистилерна рідина. Оскільки газові викиди містять речовини в межах ГДК, то їх виводять в атмосферу. Дистилерну рідину та тверді шлами переробляють в продукти, корисні для господарської діяльності людини.

Шлам першої стадії очищення розсолу може бути використаним для одержання магnezії та інших магнійвмісних продуктів. Шлам другої стадії очищення розсолу може бути використаним в якості кормової добавки для тварин та птиці, для одержання хімічно осадженої крейди, карбонатного наповнювача, а також розкислювача ґрунту.

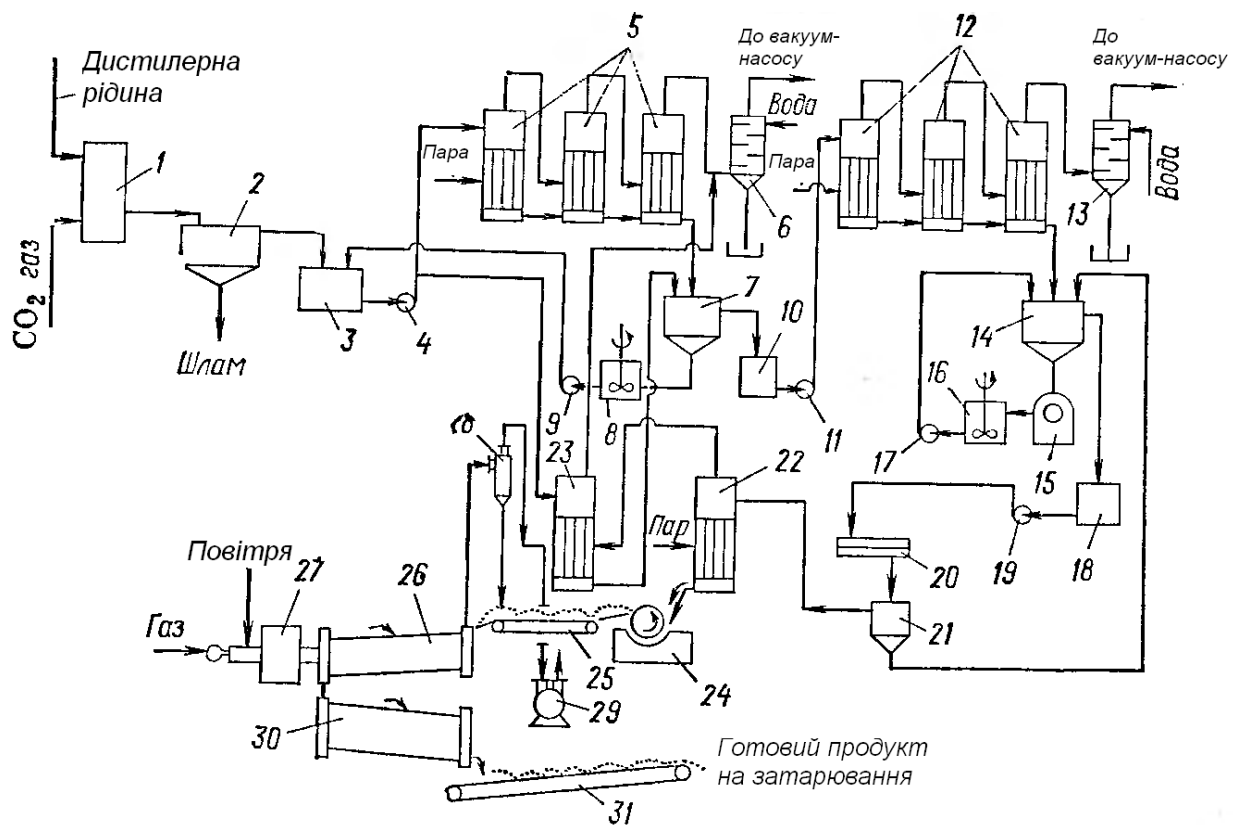
Найбільш шкідливим і об'ємним відходом виробництва кальцинованої соди за аміачним способом є дистилерна рідина, що утворюється в кількості 8-10 м³ на 1 т соди. Це зумовлено самою технологією, за якою неможливо досягнути повного використання сировини. Дистилерна рідина представляє собою в основному розчин хлоридів кальцію та натрію з домішками гідроксиду і сульфату кальцію з загальним масовим вмістом компонентів 15-16%(мас.).

Переробка освітленої дистилерної рідини дає можливість одержувати хлористий кальцій з одночасним виділенням хлориду натрію. Хлористий кальцій згідно випускається у вигляді рідкого продукту (I-й сорт – 38%(мас.) CaCl₂ і II-й сорт – 32%(мас.) CaCl₂) або твердого плавленого продукту (76%(мас.) CaCl₂). Основними споживачами хлориду кальцію є сільське господарство (меліорація солончакових ґрунтів), виробництво в'язучих матеріалів, фармацевтична і текстильна промисловості та ін. [2].

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>		<i>Дроб'язко</i>			<i>Екологія та охорона навколишнього середовища</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Керівник</i>		<i>Золотарьова</i>					113	137
<i>Консультант</i>						<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав.каф.</i>		<i>Суворін О.В.</i>						

Технологічна схема виробництва хлориду кальцію представлена на рис. 6.1.

Дистилерна рідина проходить попередню карбонізацію в карбонатіві (поз.1), після чого направляється на відстоювання в відстійник (поз. 2). Шлам (тверда фаза) з відстійника направляють на подальшу переробку у виробництво вапняного меліоранту і кормових добавок, а освітлений розчин зливають в ємність (поз. 3). Сюди додають затравку CaSO_4 для запобігання інкрустування тепло передаючих поверхонь випарної батареї.



- 1 – карбонатор; 2, 7, 14, 21 – відстійники; 3, 8, 18 – ємності; 4, 9, 11, 17, 19 – насоси; 5, 12 – випарні установки; 6, 13 – конденсатори змішання; 10 – бак; 15 – центрифуга; 16 – збірник фугата; 20 вакуум-кристалізатор; 22 – апарат плауу; 23 – утилізатор; 24 – апарат для утворення лусочок; 25, 31 – транспортери; 26 – апарат прожарювання; 27 – топка; 28 – циклон; 29 – вентилятор; 30 – барабан для охолодження

Рисунок 6.1 – Схема виробництва хлориду кальцію

Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата

Освітлена дистилерна рідина з затравкою з ємності (поз. 3) насосом (поз. 4) подається в трикорпусну прямоточну випарну батарею (поз. 5), де рідина випарюється до вмісту 18%мас. CaCl_2 . З останнього корпусу випарної установки суспензія зливається у відстійник (поз. 7). Згущену суспензію, яка була затравкою, через ємність з мішалкою (поз. 8) насосом (поз. 9) повертають в ємність (поз. 3) для подальшого використання за-травички.

Частково упарена і освітлена від затравки дистилерна рідина з бака (поз. 10) насосом (поз. 11) направляється на другу випарну трикорпусну прямоточну установку (поз. 12). Тут дистилерна рідина концентрується до 38%(мас.) за хлоридом кальцію і виділяється основна маса хлориду натрію. Останні корпуси випарних установок (поз. 5, 12) працюють під вакуумом. Вторинна пара з останніх корпусів направляється в конденсатори змішання (поз. 6, 13). Повітря та несконденсована пара з конденсаторів відсмоктується вакуум-насосами (на схемі не показані). Конденсат, що утворився в випарних установках, направляється на розсолотромисел, що дозволяє відповідно зменшити витрату чистої води.

Суспензія хлориду натрію в 38%-вому розчині хлориду кальцію зливається у відстійник (поз. 14). Згущена частина з відстійника далі надходить на центрифугу (поз. 15), звідки твердий хлорид натрію направляється споживачам або повертається у виробництво соди. Фугат через збірник фугата (поз. 16) насосом (поз. 17) повертається у відстійник (поз. 14). Освітлений 38%-вий розчин хлориду кальцію зливається в ємність (поз. 18), а потім насосом (поз. 19) подається на всмоктувальну лінію циркуляційного насоса вакуум-кристалізаційної установки. У вакуум-кристалізаторі (поз. 20) відбувається подальше концентрування розчину до вмісту 40%(мас.) CaCl_2 , причому в тверду фазу виділяється додаткова кількість хлориду натрію. Суспензія хлориду натрію в 40%-вому розчині хлориду кальцію з вакуум-кристалізатора направляється у відстійник солі (поз. 21); згущена соляна пульпа далі надходить у відстійник (поз. 14).

						Арк
					ДП.05.01.ПЗ	115
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Освітлений 40%-вий розчин хлориду кальцію подається в випарний апарат (поз. 22), де розчин упарюють до стану плову (72%(мас.) CaCl_2). Вторинна пара апарату (поз. 22) використовується для обігріву апарату утилізатора (поз. 23), що працює паралельно випарній установці (поз. 5). Плав хлориду кальцію надходить в корито апарату для отримання лусочок (поз. 24), а в барабан апарату подається охолоджуюча вода. «Сира» лусочка зрізується з барабана ножом і за допомогою транспортера (поз. 25) направляється в апарат для прожарювання (поз. 26). Сушка лусочки проводиться топковим газами. Топкові гази після барабана, пройшовши циклон (поз. 28), вентилятором (поз. 29) викидаються в атмосферу. Гаряча прожарена лусочка з вмістом основної речовини 78%(мас.) CaCl_2 пересипається в барабан для охолодження, стінки якого охолоджуються водооборотною водою. Готові охолоджені лусочки транспортером (поз. 31) відправляють на затарювання і потім на склад готової продукції,

Одним із перспективних способів утилізації дистилерної рідини може бути її використання в якості сировини для одержання високоякісної хімічно осадженої крейди, що знайшла широке використання у багатьох галузях промисловості: харчовій, медичній, косметичній, гумовотехнічній, кабельній, паперовій, лакофарбовій, у виробництві пластмас і полімерів, в сільському господарстві і т.д. У зв'язку зі зростаючою потребою в даному продукті підвищуються вимоги до якості карбонату кальцію, який отримують в основному карбонізацією вапняного молока. В силу природних властивостей використовуваної сировини цей спосіб не дає можливості покращити основні показники якості продукту – залишкову вільну лужність, дисперсність і насипну щільність. Проблема може бути вирішена, якщо в якості джерела кальцієвих іонів використовувати розчини добре розчинних солей кальцію, якими може бути дистилерна рідина.

Оптимальним з технологічної точки зору способом одержання високоякісного синтетичного карбонату кальцію є осадження його з

						Арк
						116
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

дистилюваної рідини за допомогою розчину карбонату натрію. Використання кальцинованої соди збільшує вартість одержуваного продукту, тому з економічної точки зору найбільш доцільно застосовувати в якості содового розчину рідкі відходи, що утворюються в різних відділеннях содового виробництва: надлишкові маточні розчин виробництва очищеного гідрокарбонату натрію, які містять карбонатні і гідрокарбонатні іони [1].

					ДП.05.01.ПЗ	Арк
						117
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

7 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ РОЗРАХУНКИ

7.1. Загальна характеристика проектованих заходів

7.1.1 Вихідні дані до обґрунтування економічної ефективності проектів заходів

Проектна потужність виробництва 600 тис. т/рік. Виробництво складається з однієї технологічної лінії.

Калькуляція діючого виробництва кальцинованої соди аміачним способом станом на 2020 р. приведена в табл. 7.1.

Таблиця 7.1 – Калькуляція діючого виробництва
кальцинованої соди аміачним способом

Найменування статей витрат	Одиниця вимірювання	Витрати на одиницю продукції		
		кількість	Ціна, грн	Сума, грн
Сировина і основні матеріали, в т.ч.				
Крейда	кг	1285	2,30	2955,5
Сирий розсіл	м ³	5,13	340	1744,2
Кокс	кг	94	6,0	564,0
Аміачна вода	кг	10	3,5	35,0
Разом сировина і основні матеріали	грн			5301,7
Енерговитрати, в т.ч.				
Електроенергія	кВт/годину	61	2,27	138,47
Вода річкова фільтрована	м ³	150	9,492	1423,8
Пара	Гкал	1,4	268,8	516,32
Разом енерговитрати	грн			2078,59
Зарплата основна з нарахуваннями	грн			51,51
Витрати на утримання та експлуатацію устаткування (ВУЕУ)	грн			164,63
в т.ч. амортизація				40,92
Загальновиробничі витрати	грн			26,47
Інші				37,06
Повна собівартість	грн			7659,9

ПД.05.01.ПЗ				
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата
Розробив	Дробязко			
Керівник	Золотарьова			
Консультант				
Н.Контроль				
Зав. каф.	Суворін О.В.			
Техніко-економічні розрахунки			Літ.	Аркуш
				118
			СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм	
			Аркушів	137

Дані з графіка ППР:

1. Календарний фонд часу $T_{\text{кал}} = 8760$ годин.
2. Плановані простої в ремонті $T_{\text{рем}} = 168$ годин.

Структура основних виробничих фондів виробництва кальцинованої соди аміачним способом представлена в табл. 7.2.

Таблиця 7. 2 – Структура основних виробничих фондів

Найменування	Кошторисна вартість, тис. грн
1. Будівлі	29299,5
2. Споруди	68365,5
Усього будівлі і споруди	97665
3. Основне технологічне устаткування	132709,5
4. Допоміжне устаткування	56875,5
Усього устаткування	189585
Усього основні фонди	287250

7.1.2 Проектовані організаційно-технічні заходи

Новим технічним рішенням в дипломному проекті пропонується введення в фільтрову рідину добавки поліакриламід у кількості 0,01% мас. з метою зняття пересичення розчину по сульфат-іону, що дасть можливість попередити інкрустацію в апаратурі та трубопроводах стадії дистиляції. Впровадження нового технічного рішення збільшує час експлуатації дистилера між зупинками на чистку, що, у свою чергу, дозволяє скоротити кількість резервної апаратури.

7.2 Розрахунок річної виробничої потужності

Виробництво кальцинованої соди є безперервним виробництвом.

Річна виробнича потужність визначається за формулою[25]:

$$\dot{I}_{\delta} = q_{\text{а}} \cdot N \cdot \dot{O}_{\text{ао}} , , \quad (57)$$

де $q_{\text{г}}$ – годинна продуктивність устаткування, $q_{\text{г}} = 44,23$ т/годину;

N – кількість паралельно працюючих одиниць однотипного устаткування,

$N = 1$ шт;

Ефективний фонд робочого часу [25]:

$$\dot{O}_{\text{ао}} = \dot{O}_{\text{еае}} - \dot{O}_{\text{даі}} , \quad (58)$$

де $T_{\text{кал}}$ – календарний фонд часу;

$T_{\text{рем}}$ – річний час простою устаткування в ремонтах, год.

$$\dot{O}_{\text{ао}} = 8760 - 168 = 8592 \text{ год.}$$

Річна виробнича потужність:

$$\dot{I}_{\delta} = 44,23 \cdot 1 \cdot 8592 = 600 \text{ т/год.}$$

Річний обсяг проектного виробництва (Q_1) приймаємо на рівні розрахованої річної виробничої потужності (Π_p) [25]:

$$\dot{I}_{\delta} = Q_1 \quad (59)$$

При цьому не відбувається збільшення випуску продукції (ΔQ) в порівнянні з виробництвом, що діє (Q_0).

Індекс потужності підприємства визначається за формулою [26]:

$$J_Q = \frac{Q_1}{Q_0} , \quad (60)$$

$$J_Q = \frac{6000000}{6000000} = 1,00.$$

						Арк
						120
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

7.3 Розрахунок одноразових витрат на впровадження проектованих заходів

При впровадженні проектованих заходів здійснюються одноразові витрати на придбання, транспортування і монтаж необхідного устаткування. Прейскурантна вартість впроваджуваного устаткування представлена в табл. 7.3.

Таблиця 7.3 – Прейскурантна вартість впроваджуваного устаткування

Найменування устаткування	Кількість одиниць	Прейскурантна ціна одиниці, грн/шт	Прейскурантна вартість, грн.
Збірник розчину поліакриламід	1	130000	190000
Разом вартість устаткування			190000

Кошторисна вартість впроваджуваного устаткування з урахуванням додаткових витрат на транспортування і монтаж представлена в табл. 7.4.

Таблиця 7.4 – Кошторисна вартість впроваджуваного устаткування з урахуванням додаткових витрат

Найменування устаткування	Прейскурантна вартість, грн.	Додаткові витрати, грн		Всього кошторисна вартість, грн.
		транспортні витрати	монтаж і установка	
Збірник розчину поліакриламід	170000	3900	23400	197300
Усього вартість устаткування	170000	3900	23400	197300

Впровадження нового технічного рішення збільшує час експлуатації дистилера між зупинками на чистку, що, у свою чергу, дозволяє скоротити кількість резервної апаратури.

Прейскурантна вартість устаткування, яке виводиться представлена в табл. 7.5.

Таблиця 7.5 – Вартість устаткування, яке виводиться з експлуатації

Найменування устаткування	Кількість одиниць	Прейскурантна ціна одиниці, грн/шт	Прейскурантна вартість, грн.
Конденсатор дистиляції	1	2200000	2200000
Теплообмінник дистиляції	1	1200000	1250000
Дистилер	1	990000	990000
Разом вартість устаткування	3	4440000	4440000

Кошторисна вартість устаткування, яке виводиться з урахуванням додаткових витрат на демонтаж представлена в табл. 7.6.

Таблиця 7.6 – Кошторисна вартість устаткування, яке виводиться з урахуванням додаткових витрат

Найменування устаткування	Прейскурантна вартість, грн.	Додаткові витрати на демонтаж, грн	Всього кошторисна вартість, грн.
Конденсатор дистиляції	2200000	396000	2596000
Теплообмінник дистиляції	1250000	225000	1475000
Дистилер	990000	178200	1168200
Усього вартість устаткування	4440000	799200	5239200

7.4 Аналіз зміни собівартості продукції

7.4.1 Обґрунтування і розрахунок індексів зміни витрат

Індекси зміни норм витрат на одиницю продукції (питомих витрат) окремих видів матеріально-сировинних і енергетичних ресурсів (I^B) в результаті впровадження заходів проекту розраховуються за формулою [25]

$$I_{\hat{A}_1}^{\hat{A}_0} = \frac{I_{\hat{A}_1}}{I_{\hat{A}_0}}, \quad (61)$$

де $I_{\hat{A}_0}$, $I_{\hat{A}_1}$ – норми витрат окремих видів матеріально-сировинних і енергетичних ресурсів на виробництво одиниці продукції до і після впровадження заходів проекту відповідно.

						Арк
						122
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Індекси зміни цін (I^C) на окремі види матеріально-сировинних і енергетичних ресурсів розраховуються за формулою [25]:

$$I^C = \frac{C_1}{C_0}, \quad (62)$$

де C_0, C_1 – ціни на окремі види матеріально-сировинних і енергетичних ресурсів до і після впровадження заходів проекту.

У даному випадку впровадження проектованих заходів не робить впливу на зміну цін матеріальних і енергетичних ресурсів, $I^C = 1$.

Індекс зміни річних витрат за статтею «Витрати на утримання та експлуатацію устаткування» може бути прийнятий рівним індексу зміни вартості устаткування підприємства (підрозділу) при впровадженні заходів, що проектуються ($I^{\hat{A}_{\text{óñ}}}$) [25]:

$$I^{\hat{A}_{\text{óñ}}} \approx I^{\hat{A}_{\text{óñ}}} = \frac{\hat{A}_{\text{óñ}_1}}{\hat{A}_{\text{óñ}_0}} = \frac{\hat{A}_{\text{óñ}_0} + \Delta\hat{A}_{\text{óñ}}}{\hat{A}_{\text{óñ}_0}}, \quad (63)$$

де $\hat{A}_{\text{óñ}_0}, \hat{A}_{\text{óñ}_1}$ – вартість устаткування підприємства (підрозділу) до і після впровадження заходів проекту відповідно;

$\Delta\hat{A}_{\text{óñ}}$ – витрати на придбання впровадженого устаткування, млн. грн.

$$I^{\hat{A}_{\text{óñ}}} = \frac{189,585 + 0,1573 - 5,2392}{189,585} = 0,973.$$

7.4.2 Розрахунок зміни собівартості продукції в проектованому періоді

Розрахунок проводиться за калькуляційними статтями з урахуванням їх питомої ваги в загальній собівартості продукції.

Зміна повної собівартості одиниці продукції за статтями «Сировина і матеріали» та «Енерговитрати» зміниться у відсотках наступним чином:

						Арк
						123
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

$$\Delta\tilde{N}_{\text{аі.д.}} = 100 \cdot \frac{-11,28}{5466,54} = -0,206\%.$$

$$\Delta\tilde{N}_{\text{аі.д.}} = 100 \cdot \frac{-26,08}{5466,54} = -0,477\%.$$

За проектом додається добавки поліакриламід у вартістю 33,48 грн/т (0,62 кг/т за ціною 54 грн/кг), при цьому собівартість зміниться у відсотках наступним чином:

$$\Delta\tilde{N} = 100 \cdot \frac{33,48}{5466,54} = 0,61\%.$$

Зміна повній собівартості за статтею «ВУЕУ» [25]:

$$\Delta\tilde{n} = 100 \cdot \left(\frac{I_{\text{сб}}}{I_{\text{о}}} - 1 \right) \cdot d_{\text{пд}} \cdot d_{\text{аі}}, \quad (64)$$

де $d_{\text{ст}}$ – питома вага статті «ВУЕУ» у собівартості продукції;

$$\Delta\tilde{N} = 100 \cdot \left(\frac{0,973}{1,0} - 1 \right) \cdot 0,21 \cdot 0,4 = -0,0324\%.$$

Згідно розрахунків отримані результати приведені в табл. 7.7.

Таблиця 7.7 – Зміна собівартості продукції

Статті витрат	Витрати на діючому виробництві		Зміна витрат		Витрати в проєктованому виробництві
	грн/т	питома вага, $d_{\text{ст}}$	%	грн	грн/т
Сировина і матеріали в т.ч. поліакриламід	5301,7	0,9	-0,206	-12,28	5289,42
Енерговитрати	2078,59	0,27	-0,477	-26,08	2052,51
Зарплата основна з нарахуваннями	51,51	0,006	-	-	51,51
ВУЕУ	164,63	0,21	-0,0324	-2,8	161,83
Загальновиробничі витрати	26,47	0,003	-	-	26,47
Інші витрати	37,06	0,48	-	-	37,06
Усього	7659,9	1,0	-0,1054	-7,65	7652,25

Запропоновані заходи призводять до зниження собівартості продукції у вартісному виразі на 7,65 грн. за 1 тону кальцинованої соди.

7.5 Розрахунок техніко-економічних показників

Зміна річного обсягу виробництва [25]:

у натуральному виразі:

$$\Delta Q = Q_1 - Q_0, \quad (65)$$

$$\Delta Q = 0$$

у вартісному виразі [25]:

$$Q^{\hat{a}} = Q \cdot \ddot{O}, \quad (66)$$

де \ddot{O} – ціна однієї тони кальцинованої соди, $\ddot{O} = 8570$ грн.

$$Q_0^{\hat{a}} = Q_1^{\hat{a}} = 600000 \cdot 8570 = 3256600 \text{ ðëñ.ãðí.}$$

$$\Delta Q^{\hat{a}} = 0$$

Зміна собівартості одиниці продукції [25]:

$$\Delta \tilde{N} = \tilde{N}_1 - \tilde{N}_0, \quad (67)$$

де C_0, C_1 – собівартість продукції на діючому та проектованому виробництвах, відповідно.

$$\Delta \tilde{N} = 7652,25 - 7659,9 = -7,65 \text{ ðëñ.ãðí.}$$

або в процентному відношенні зміна собівартості складе [25]:

$$\Delta C = \left(\frac{C_1}{C_0} - 1 \right) \cdot 100\%, \quad (68)$$

$$\Delta C = \left(\frac{7652,25}{7659,9} - 1 \right) \cdot 100 = -0,11\%.$$

Прибуток на одиницю продукції [25]:

$$\ddot{I} = \ddot{O} - \tilde{N}, \quad (69)$$

$$\Pi_0 = 8570 - 7659,9 = 910,1 \text{ грн/т.}$$

$$\Pi_1 = 8570 - 7652,25 = 917,75 \text{ грн/т.}$$

									Арк
									125
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

Зміна прибутку на одиницю продукції [25]:

$$\Delta \ddot{I} = \ddot{I}_1 - \ddot{I}_0, \quad (70)$$

$$\Delta \ddot{I} = 917,75 - 910,1 = 6,16 \text{ }.$$

у процентному виразі [25]:

$$\Delta \ddot{I} = \left(\frac{\ddot{I}_1}{\ddot{I}_0} - 1 \right) \cdot 100\%, \quad (71)$$

$$\Delta \ddot{I} = \left(\frac{917,75}{910,1} - 1 \right) \cdot 100 = 0,46\%.$$

Вартість основних фондів:

Основні фонди на діючому виробництві складають: $\Phi_0 = 287250$ тис. грн;

Основні фонди на проектованому виробництві знаходяться за формулою [25]:

$$\hat{\Phi}_1 = \hat{\Phi}_0 + \hat{\Phi}_{\text{}} - \hat{\Phi}_{\text{}}, \quad (72)$$

де $\Phi_{\text{}}$ – витрати на введення устаткування;

$\Phi_{\text{}}$ – витрати на устаткування, яке вибуває.

$$\Phi_1 = 287250 + 157,3 - 5239,2 = 282168,1 \text{ тис. грн.}$$

Фондовіддача:

на діючому виробництві [25]:

$$f = \frac{Q^{\text{}}}{\hat{\Phi}}, \quad (73)$$

$$f_0 = 3256600/287250 = 11,34 \text{ грн/грн.}$$

на проектованому виробництві:

$$f_1 = 3256600/282168,1 = 11,54 \text{ грн/грн.}$$

						Арк
						126
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Зміна фондівддачі:
у абсолютному виразі [25]:

$$\Delta f = f_1 - f_0, \quad (74)$$

$$\Delta f = 11,54 - 11,34 = 0,20 \text{ грн/грн.}$$

у процентному виразі [25]:

$$\Delta f = (f_1/f_0 - 1) \cdot 100 \%, \quad (75)$$

$$\Delta f = (11,54 / 11,34 - 1) \cdot 100 = 1,76 \%.$$

Річний прибуток [25]:

$$\ddot{I}^\delta = \ddot{I} \cdot Q, \quad (76)$$

на діючому виробництві:

$$\ddot{I}_0^\delta = 910,1 \cdot 600 = 345838 \text{ тис. грн.};$$

на проектованому виробництві:

$$\ddot{I}_1^\delta = 917,75 \cdot 600 = 348745 \text{ тис. грн.}$$

$$\Delta \ddot{I}^\delta = \left(\frac{\ddot{I}_1^\delta}{\ddot{I}_0^\delta} - 1 \right) \cdot 100\%, \quad (77)$$

$$\Delta \ddot{I}^\delta = \left(\frac{348745}{345838} - 1 \right) \cdot 100 = 0,56\%.$$

Рентабельність витрат на виробництво [25]:

$$D = \frac{\ddot{I}}{\tilde{N}} \cdot 100\%, \quad (78)$$

на діючому виробництві:

$$D_0 = \frac{910,1}{7659,9} \cdot 100 = 16,0 \%;$$

на проектованому виробництві:

									Арк
									127
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата					

$$\mathcal{D}_1 = \frac{917,75}{7652,25} \cdot 100 = 16,1\%.$$

Зміна рентабельності витрат на виробництві:
у абсолютному вигляді [25]:

$$\Delta \mathcal{D} = \mathcal{D}_1 - \mathcal{D}_0, \quad (79)$$

$$\Delta P = 16,1 - 16,0 = 0,1 \%$$

Продуктивність праці основних робітників [25]:

$$\ddot{I}^i = \frac{Q}{N}, \quad (80)$$

де N – чисельність основних робітників, $N = 197$ осіб.

$$\ddot{I}_0^i = \ddot{I}_1^i = \frac{600000}{197} = 1928,93 \text{ ò/ĕpăèĕâ.}$$

Зміна продуктивності праці основних робітників:
у абсолютному виразі: $\Delta \ddot{I}^i = 0 \text{ ò/ĕpăèĕâ};$

у процентному виразі: $\Delta \ddot{I}^i = 0,0\%.$

Річний економічний ефект від зниження собівартості визначається за формулою [25]:

$$\mathring{A}_\delta = \Delta \tilde{N} \cdot Q_1, \quad (81)$$

де ΔC – зміна собівартості одиниці продукції, $\Delta C = -7,65$ грн/т;

Q_1 – річна виробнича потужність підприємства, $Q_1 = 600000$ т/р.

$$\mathring{A}_\delta = -7,65 \cdot 600000 = -2147 \text{ òĕĕ. ĕđĭ}$$

Річний економічний ефект від збільшення прибутку:

$$\Delta \Pi = \Pi_1 \cdot Q_1 - \Pi_0 \cdot Q_0 = 348745 - 910,4 = 3487,45 \text{ тис. грн.}$$

Термін окупності одноразових витрат визначається за формулою [25]:

									Арк
									128
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ				

$$T_{ок} = \frac{\Phi_{ВВ}}{E_p} \quad (82)$$

$$T_{ок} = \frac{157,3}{3487,15} = 0,4 \text{ року.}$$

Результати розрахунків зведено в табл. 7.8.

Аналіз техніко-економічних показників показує що запропоновані заходи, не приведуть до зміни потужності виробництва та чисельності робітників, але скоротиться споживання енергетичних ресурсів, що зменшить собівартості одиниці продукції на 0,11%. При цьому прибуток на одиницю продукції збільшиться на 0,56%. Одноразові витрати на заходи складають 157300 грн. Вартість основних фондів зменшиться за рахунок вибуття резервного устаткування на 1,77%. Фондовіддача збільшиться на 1,76%. Рентабельність витрат на виробництво зросте на 0,1 %.

Річний економічний ефект від зниження собівартості продукції складе 2147,0 тис. грн, від додаткового прибутку – 3487,45 тис. грн. При цьому витрати окупляться за 0,4 року.

Після розрахунку змін техніко-економічних показників можна зробити висновок про доцільність запропонованих заходів.

						Арк
						129
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

Таблиця 7.8 – Техніко-економічні показники

Показники	Одиниці вимірювання	Діюче виробництво	Проектоване виробництво	Зміна показників, %
1. Річний обсяг виробництва продукції:				
• у натуральному вигляді	тис. т	600	600	-
• у вартісному вигляді	млн. грн	3942,0	3942,0	-
2. Ціна одиниці продукції	грн/т	8570,0	8570,0	-
3. Річна собівартість виробництва продукції	тис. грн	2910762	2907855	-0,11
4. Річний прибуток від виробництва продукції	тис. грн	910,1	917,75	0,46
5. Собівартість одиниці продукції	грн/т	7659,9	7652,25	-0,11
6. Прибуток на одиницю виробленої продукції	грн/т	910,1	917,75	0,56
7. Рентабельність витрат на виробництво продукції	%	16,0	16,1	0,1
8. Вартість основних виробничих фондів	тис. грн	287250,0	282168,1	-1,77
9. Фондовіддача	грн/грн	11,34	11,54	1,76
10. Чисельність основних робітників	осіб	197	197	-
11. Продуктивність праці основних робітників	т/люд	1928,93	1928,93	-
12. Одноразові витрати на заходи	тис. грн	-	157,3	-
13. Річний економічний ефект від:				
• зниження собівартості	тис. грн	-	-2147,0	-
• додаткового прибутку	тис. грн	-	3487,45	-
14. Термін окупності одноразових витрат	років	-	0,4	-

ВИСНОВКИ

В дипломному проекті розроблена стадія регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини в виробництві кальцинованої соди аміачним способом потужністю 600 тис. т/рік.

Нове технічне рішення, прийняте за результатами огляду та аналізу патентно-технічної літератури, дасть можливість збільшити час експлуатації дистилера між зупинками на чистку, що у свою чергу, дозволить скоротити кількість резервної апаратури. В дипломному проекті на підставі прийнятого технічного рішення була удосконалена технологічна схема виробництва.

Запропонована система автоматизації стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини дозволяє проводити технологічний процес відповідно до норм технологічного режиму, що забезпечує високу якість продукції, яка відповідає нормам ГОСТу.

Організація охорони праці та техніки безпеки на проектованому виробництві дозволяють забезпечувати безпеку, збереження здоров'я та працездатність робітників в процесі праці.

Оскільки на стадії регенерації аміаку та діоксиду вуглецю з фільтрової рідини одержують значну кількість дистилерної рідини, що забруднює водні басейни, то дуже важливим є запропонований спосіб переробки дистилерної рідини на хлористий кальцій з одночасним виділенням хлористого натрію.

Техніко-економічні розрахунки підтверджують економічну доцільність впровадження запропонованого нового технічного рішення в діючу технологію виробництва: річний економічний ефект від зниження собівартості продукції складатиме 2147,0 тис. грн., від додаткового прибутку – 3487,45 тис. грн., при цьому витрати окупляться за 0,4 року.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Зайцев И. Д. Производство соды / И. Д. Зайцев, Г. А. Ткач, Н. Д. Стоев. – М. : Химия, 1986. – 312 с.
2. Беньковский С. В. Технология содопродуктов: учеб. пособие / С. В. Беньковский, С. М. Круглый, С. К. Секанова. – М. : Химия, 1972. – 352 с.
3. Шокин И. Н. Технология соды: учеб. пособ. / И. Н. Шокин., С. А. Крашенинников. – М. : Химия, 1975. – 288 с.
4. Крашенинников С. А. Технология соды: учеб. пособ./ С. А. Крашенинников. – М. : Химия, 1988. – 304 с.
5. А. с. 363661 СССР, МКИ С0 1D7/18. Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости в производстве соды / Школьник И. И., Потрашков В. И., Посторонко А. И., Мороз Н. Т., Корецкий В. И. (СССР). – 1645306/23-26 ; заявл. 12.04.71 ; опубл. 25.12.72, Бюл. № 4. – 1 с.
6. А. с. 611886 СССР, МКИ² С 01D 7/18. Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости содового производства / Зозуля А. Ф., Зайцев И. Д., Баркалов И. С., Шаповалов Л. В. (СССР). – 2355816/23-26 ; заявл. 07.05.76 ; опубл. 25.06.78, Бюл. № 23. – 2 с.
7. А. с. 608759 СССР, МКИ² С 01D 1/10, С01D 7/18. Способ регенерации аммиака из хлористого амония / Желтоножка В. И., Ковалев А. М., Собин О. С., Балицкий А. С. (СССР). – 2098630/23-26 ; заявл. 14.01.75 ; опубл. 30.05.78, Бюл. № 20. – 2 с.
8. А. с. 308975 СССР, МКИ² С 01D 7/18. Способ дистилляции фильтровой жидкости в производстве соды / Сафиуллин Н. Ш., Гиттис Э. Б., Бабкин В. Ю. (СССР). – 1335341/23-26 ; заявл. 03.06.69 ; опубл. 09.07.71, Бюл. № 22. – 2 с.

					<i>ДП.05.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>	<i>Дроб'язко</i>				<i>Література</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Керівник</i>	<i>Золотарьова</i>						134	137
<i>Консультант</i>						<i>СНУ ім. В. Даля каф. ХІЕ, гр.ТНР-19зм</i>		
<i>Н.Контроль</i>								
<i>Зав. каф.</i>	<i>Суворін О.В.</i>							

9. А. с. 1386566 СССР, МКИ С 01D 7/18. Способ регенерации аммиака из фильтровой жидкости аммиачно-содового производства / Шапоров В. П., Гайдаш Н. И., Зайцев И. Д., Титов В. М., Фисенко Л. К., Ткач Г. А. (СССР). – 4001764/23-26 ; заявл. 06.01.86 ; опубл. 07.04.88, Бюл. № 13. – 4 с.
10. Пат. 12336 Україна, МПК С 01D 7/18, С 01С 1/10. Спосіб регенерації аміаку з фільтрової рідини у виробництві соди / А. І. Посторонко. – № 20041210920 ; заяв. 29.12.04 ; опубл. 15.02.06, Бюл. № 2. – 2 с.
11. Пат. 37994 Україна, МПК С 01D 7/00. Спосіб регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди / А. І. Посторонко. – № u200712314 ; заяв. 06.11.07 ; опубл. 25.12.09, Бюл. № 24. – 2 с.
12. Пат. 74312 Україна, МПК С 04D 7/18. Спосіб регенерації аміаку з фільтрової рідини у виробництві соди / А. І. Посторонко, Н. Ю. Дяченко, Д. П. Сергієнко. – № u201203980 ; заяв. 02.04.12 ; опубл. 25.10.12, Бюл. № 20. – 2 с.
13. Пат. 83188 Україна, МПК С 01D 7/18. Спосіб регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди / А. І. Посторонко, Д. П. Сергієнко. – № u201303643 ; заяв. 26.03.13 ; опубл. 27.08.13, Бюл. № 16. – 2 с.
14. Пат. 88760 Україна, МПК С 01D 7/18. Спосіб регенерації аміаку із фільтрової рідини у виробництві соди / О. В. Золотарьова, Д. Є. Пантус, А. І. Посторонко, – № u201313534 ; заяв. 21.11.13 ; опубл. 25.03.14, Бюл. № 6. – 2 с.
15. ГОСТ 3340-88. Кокс литейный каменноугольный. Технические условия. – Введ. 1990-01-01. – М. : Изд-во стандартов, 1989. – 4 с.
16. ГОСТ 6221-90. Аммиак жидкий технический. Технические требования. – Введ. 1991-01-01. – М. : Изд-во стандартов, 1991. – 22 с.
17. ГОСТ 5100-85. Сода кальцинированная техническая. Технические условия. – Введ. 1986-01-01. – М. : Изд-во стандартов, 1986. – 23 с.

						Арк
						135
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.05.01.ПЗ	

27. Атаманчук П. С. Охорона праці в галузі : навч. посіб. / П. С. Атаманчук, В. В. Мендерецький, О. П. Панчук. – К. : «Центр учбової літератури», 2017. – 322 с.
28. Кораблев В. П. Электробезопасность на предприятиях химической промышленности: справ. Пособ. / В. П. Кораблев. – М.: Химия, 1991. – 240 с.
29. Рожков, А. П. Пожежна безпека: навч. посіб. / А. П. Рожков. – Київ : Пожінформтехніка, 1999. – 256 с.

						ДП.05.01.ПЗ	Арк
							137
Зм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата			