

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

бакалавр

(бакалавр, магістр)

спеціальності

161 Хімічні технології та інженерія

(шифр і назва спеціальності)

на тему **Виробництво кальцинованої соди потужністю 400 тис. т/рік**
з розробкою стадії амонізації очищеного розсолу

Виконав: здобувач вищої освіти групи

ХТ-17з

Кириєнко О. Г.

(прізвище, та ініціали)

(підпис)

Керівник **Золотарьова О. В.**

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Завідувач кафедру Суворін О. В.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент **Римар Т. Е.**

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Севєродонецьк – 2021 р.

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

імені Володимира Даля

Факультет _____ Інженерії _____

Кафедра _____ Хімічної інженерії та екології _____

Освітній ступінь _____ бакалавр _____
(бакалавр, магістр)

Спеціальність _____ 161 Хімічні технології та інженерія _____
(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Зав. кафедрою ХІЕ

_____ О. В. Суворін

« _____ » _____ 2021 р.

ЗАВДАННЯ

НА ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ ЗДОБУВАЧУ ВИЩОЇ ОСВІТИ

Кириєнко Олені Геннадіївні

1. Тема проекту:

Виробництво кальцинованої соди потужністю 400 тис. т/рік з розробкою стадії амонізації очищеного розсолу

Керівник проекту _____ Золотарьова Олена В'ячеславівна, к.пед.н. _____
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від 18.03.2021 р. № 54/15.25

2. Строк подання студентом проекту – 01 червня 2021 р.

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

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

Вступ. 1. Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва. 2. Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції. 3. Опис технологічної схеми. 4. Матеріальні і теплові баланси. 5. Вибір і розрахунок основного апарату. 6. Вибір допоміжного обладнання. 7. Контроль роботи, норми і правила обслуговування основного апарату. 8. Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища. 9. Охорона праці. Висновки. Анотація. Список використаної літератури. Додатки

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

1. Технологічна схема виробництва (1 аркуш).
2. Креслення абсорбера (1 аркуш).
3. Схема КВПіА стадії амонізації очищеного розсолу (1 аркуш).

6. Консультанти розділів проекту

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1-9	Золотарьова О.В., доцент кафедри ХІЕ		
з нормоконтролю	Золотарьова О.В., доцент кафедри ХІЕ		

7. Дата видачі завдання – 18 березня 2021 року.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

Пор №	Назва етапів дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Вступ	27.03.2021	
2	Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва	27.03.2021	
3	Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції	03.04.2021	
4	Опис технологічної схеми	10.04.2021	
5	Матеріальні і теплові баланси	17.04.2021	
6	Вибір і розрахунок основного апарату	24.04.2021	
7	Вибір допоміжного обладнання	08.05.2021	
8	Контроль роботи, норми та правила обслуговування основного апарату	15.05.2021	
9	Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища	15.05.2021	
10	Охорона праці	22.05.2021	
11	Висновки. Анотація. Список використаної літератури	22.05.2021	

12	Креслення технологічної схеми	29.05.2021	
13	Креслення абсорбера	29.05.2021	
14	Креслення схеми КВПіА стадії амонізації очищеного розсолу	29.05.2021	

Здобувач вищої освіти _____

О. Г. Кириєнко

Керівник проекту _____

О. В. Золотарьова

ЗМІСТ

<i>Вступ</i>	8
<i>1 Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва</i>	<i>10</i>
<i>1.1 Вибір та обґрунтування методу виробництва</i>	<i>10</i>
<i>1.2 Фізико-хімічні основи стадії карбонізації амонізованого розсолу</i>	<i>13</i>
<i>2 Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції</i>	<i>21</i>
<i>3 Опис технологічної схеми</i>	<i>24</i>
<i>4 Матеріальні і теплові баланси</i>	<i>25</i>
<i>4.1 Матеріальний баланс стадії карбонізації амонізованого розсолу</i>	<i>25</i>
<i>4.2 Тепловий баланс стадії карбонізації амонізованого розсолу</i>	<i>48</i>
<i>5 Вибір і розрахунок основного апарату</i>	<i>56</i>
<i>5.1 Конструкція та принцип дії карбонізаційної колони</i>	<i>56</i>
<i>5.2 Конструктивний розрахунок карбонізаційної колони</i>	<i>57</i>
<i>5.3 Механічний розрахунок карбонізаційної колони</i>	<i>60</i>
<i>6 Вибір основного та допоміжного обладнання</i>	<i>63</i>

7	<i>Контроль роботи, норми та правила обслуговування основного апарату</i>	64
7.1	<i>Норми та правила обслуговування карбонізаційної колони</i>	64
7.2	<i>Контроль і автоматизація стадії карбонізації амонізованого розсолу</i>	67
8	<i>Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища</i>	79
9	<i>Охорона праці</i>	83
9.1.1	<i>Основні фізико-хімічні властивості, токсичність, пожежо- та вибухонебезпечність речовин, що застосовано та одержано в проектованому виробництві</i>	83
9.2	<i>Небезпечні та шкідливі виробничі фактори на проектованому виробництві</i>	88
9.3	<i>Заходи запобігання шкідливим і небезпечним виробничим факторам</i>	89
9.3.1	<i>Вентиляція робочих приміщень</i>	89
9.3.2	<i>Опалення виробничих приміщень</i>	93
9.3.3	<i>Освітлення робочих приміщень</i>	94
9.3.4	<i>Заходи боротьби з шумом та вібрацією</i>	99
9.3.5	<i>Заходи електробезпеки</i>	101
9.4	<i>Заходи пожежної безпеки</i>	104
	<i>Висновки</i>	108
	<i>Анотація</i>	109
	<i>Список використаної літератури</i>	111

ВСТУП

Кальцинована сода має велике значення для народного господарства країни. Вона широко застосовується в багатьох галузях промисловості, а також для побутових потреб.

У хімічній промисловості сода використовується для одержання каустичної соди, очищеного бікарбонату натрію, різних солей, барвників, деяких мінеральних добрив та інших речовин.

Значним споживачем соди є скляна промисловість. На виробництво скла та скляних виробів витрачається близько 25% всієї вироблюваної кальцинованої соди.

Сода застосовується в кольоровій металургії для виробництва алюмінію, нікелю, ванадію та інших кольорових металів, в чорній металургії вона використовується для знесірчення чавуну.

Однією з найважливіших областей застосування соди є виробництво мила та різних миючих засобів.

Значні кількості соди витрачаються в текстильній, шкіряній, целюлозно-паперовій, нафтовій та багатьох інших галузях промисловості.

За допомогою содового розчину проводиться також виділення урану з уранових руд [1].

Промислове виробництво соди виникло наприкінці XVIII століття в Франції, коли її почали отримувати з мінеральної сировини за способом Леблана. До цього застосовувалася сода, яку добували з золи деяких водоростей.

Одержання соди за способом Леблана засноване на взаємодії сульфату натрію Na_2SO_4 з вапняком (або крейдою) CaCO_3 в присутності вугілля. Процес здійснюється в печах при високій температурі. Утворений плав вилугується

водою; сода, що міститься в ньому, переходить при цьому в розчин, який випарюється в відкритих котлах (чренах) до отримання безводної соди.

Виробництво соди за способом Леблана викликало необхідність розвивати деякі інші хімічні виробництва: сульфатної та хлоридної кислот, сірки, хлорних продуктів. Ці виробництва в свою чергу служили основою для розвитку інших галузей хімічної промисловості.

Масштабне виробництво соди за методом Леблана почало розвиватися в 20-х роках XIX ст. у зв'язку з швидким ростом текстильної промисловості. Основним виробником соди була Англія.

К початку XX ст. спосіб Леблана був майже повністю витіснений більш прогресивним способом Сольве. 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, економної витрати палива і механізації виробничих процесів можна отримувати дешеву і високої якості соду [2].

На сьогоднішній день найбільш крупними світовими продуцентами кальцинованої соди є: Китай, США, Західна Європа, Індія, Росія. США виробляють майже весь об'єм природної кальцинованої соди, за винятком незначної кількості, виробленої Туреччиною. Всі інші країни-виробники кальцинованої соди виробляють її більш дорогим – синтетичним способом.

1 СТИСЛИЙ АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД З ОБҐРУНТУВАННЯМ МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА

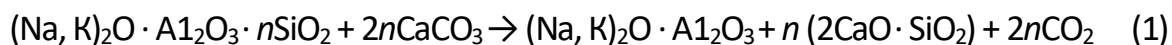
1.1 Вибір та обґрунтування методу виробництва

Сучасними способами виробництва кальцинованої соди є:

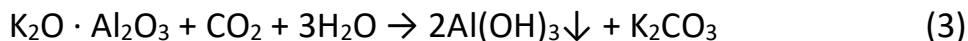
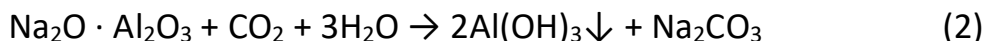
- карбонізація гідроксиду натрію;
- переробка нефелінової руди;
- на основі природної соди;
- аміачний спосіб.

Під час електрохімічного виробництва хлору шляхом електролізу водного розчину хлористого натрію одержують гідроксид натрію (NaOH), що є відходом даного виробництва. У зв'язку з чим виникає питання про переведення надлишку NaOH в Na₂CO₃. Переведення здійснюється шляхом карбонізації NaOH і наступним розкладанням утвореного NaHCO₃ з одержанням кальцинованої соди. За цим способом кальциновану соду одержують у незначних кількостях і доля його становить менше 1%, оскільки відсутні надлишки гідроксиду натрію [3].

Комплексна переробка нефелінової руди (Na, K)₂O · Al₂O₃ · 2,4SiO₂ з одночасним одержанням кальцинованої соди, глинозему, цементу та поташу є безвідходним виробництвом. Нефелін переробляють на глинозем і інші содопродукти прожарюванням нефелінової руди в суміші з CaCO₃ при температурі близько 1300°C:



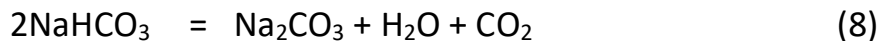
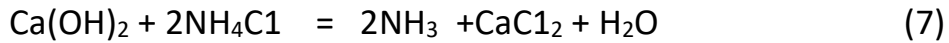
Отриманий спек вилугуюють, алюмінати натрію та калію переходять у розчин, а двокальцієвий силікат залишається в шламі, який використовують для одержання цементу. Розчин алюмінатів розкладають діоксидом вуглецю:



В осад випадає чистий гідроксид алюмінію, а в розчині залишаються вуглекислі солі натрію та калію. $\text{Al}(\text{OH})_3$, що випав в осад, відокремлюють від розчину, промивають і прожарюють при температурі близько 1000°C . При цьому отримують глинозем Al_2O_3 . Маточний розчин після відділення осадженого $\text{Al}(\text{OH})_3$ частково повертають у цикл для вилуговування спека, а надлишок виводять із системи для одержання соди та поташу. Сода, отримана з нефеліну, має високу насипну щільність, але вона менш чиста, ніж аміачна, оскільки містить деяку кількість сульфату калію [1].

На природну соду доводиться понад $1/3$ сумарного світового виробництва кальцинованої соди. Природну кальциновану соду одержують із трони, багаті карбонатом натрію, ропою. Кальцинована сода, одержана з природної сировини, має кращу якість (вміст хлоридів менше $0,2\%$ мас.) і є більш „чистою” в екологічному відношенні в порівнянні з содою, отриманою аміачним способом. Крім того, питомі капітальні вкладення та собівартість соди з природної сировини на $40-45\%$ нижче, ніж отриманої синтетичним шляхом [4].

У сучасному світі понад $2/3$ всього обсягу виробленої кальцинованої соди отримують аміачним способом, вихідною сировиною для якого служать хлористий натрій, вапняк або крейда, а аміак використовується в якості допоміжної речовини. В теперішній час застосовуються наступні варіанти аміачного способу:



Цей спосіб має ряд великих переваг: необхідна для здійснення способу сировина – кухонна сіль і карбонат кальцію – є недорогими, широко розповсюдженими і легко видобуваються; основні реакції процесу здійснюються при невисоких температурах (до 100°C) і близькому до атмосферного тиску; висока якість одержуваного продукту; порівняно низька собівартість продукції. Однак, аміачному способу властиві й серйозні недоліки, головними з яких є: низький ступінь використання вихідної сировини (натрій використовується приблизно всього на 2/3, а хлор і кальцій не використовуються зовсім); великі кількості рідких і твердих відходів, які потребують утилізації, скидання та тривалого зберігання; значна витрата енергетичних ресурсів; великі питомі капіталовкладення, які необхідні для створення содового виробництва [2].

Розглянувши детально всі існуючі способи виробництва кальцинованої соди, можна зробити висновок, що для хімічної промисловості нашої країни прийнятним є аміачний спосіб виробництва, оскільки в Україні є відповідна потужна сировинна база: родовища високоякісної крейди та вапняків, родовища кам'яної солі та ропа солених озер.

1.2 Фізико-хімічні основи стадії карбонізації амонізованого розсолу

В загальному вигляді процес одержання гідрокарбонату натрію можна представити рівнянням (6):



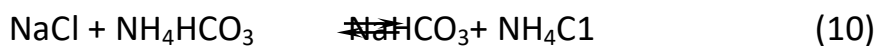
Кількість абсорбованого діоксиду вуглецю характеризується ступенем карбонізації системи (R_c), яка визначається співвідношенням всього поглиненого діоксиду вуглецю, який знаходиться як в рідкій [заг. CO_2], так і в твердій фазі, до загального вмісту аміаку в рідкій фазі [заг. NH_3]. Кількість CO_2 в твердій фазі, що еквівалентна NaHCO_3 , визначається за вмістом в розчині зв'язаного аміаку – хлористого амонію, відповідного осадженому NaHCO_3 ; кількість [зв'яз. NH_3] обчислюється за різницею [заг. NH_3] – [прямий. титр.], яка визначає кількість лише того NH_4Cl , який відповідає осадженому NaHCO_3 .

Ступінь карбонізації системи визначається за формулою:

$$R_c = \frac{[\text{заг. } \text{CO}_2] + 2[\text{зв'яз. } \text{NH}_3]}{[\text{заг. } \text{NH}_3]} \cdot 100\% \quad (9)$$

Тут концентрації речовин виражені в н. д., тому при перерахунку NH_4Cl [зв'яз. NH_3] на діоксид вуглецю, зв'язаний у вигляді NaHCO_3 , вміст зв'язаного NH_3 збільшується удвічі.

При $R_c = 200\%$ (тобто коли на 1 н. д. NH_3 приходится 2 н. д. CO_2) всі вуглекислі солі в системі існують у вигляді гідрокарбонатів. Тоді рівняння (6) можна записати в такому вигляді:



В умовах виробництва величина R_c складає 187-193%.

При аміачному способі одержання соди теоретично можна досягти ступеня використання натрію близько 84%. Однак у виробничих умовах величина U_{Na} зазвичай не перевищує 75% і теоретична межа практично не досягається. Це пояснюється тим, що кінцеві розчини насичені лише гідрокарбонатом натрію. Щоб досягти максимального значення U_{Na} і отримати оптимальні розчини, до розсолу слід додавати аміак і тверду кухонну сіль. Остання в процесі карбонізації і випадіння в осад NaHCO_3 розчиняється, при цьому концентрація Cl^- в кінцевому розчині підвищується до необхідної оптимальної величини. Технічна кухонна сіль зазвичай має домішки солей Ca^{2+} і Mg^{2+} . Додавляти таку сіль можна лише після очищення, що економічно невигідно. Тому виробничі розчини сильно відрізняються за складом від оптимальних.

Для розрахунку рівноважного складу системи слід знати чотири змінні, наприклад температуру і концентрації трьох компонентів з чотирьох (заг. Cl^- , заг. NH_3 , заг. CO_2 і зв'яз. NH_3) або ступінь карбонізації R_c замість одного з останніх трьох. Знаючи концентрації трьох компонентів, можна розрахувати концентрацію четвертого при даній температурі, маючи відповідне рівняння.

Графічна обробка численних експериментальних даних дозволила вивести таке рівняння:

$$\begin{aligned}
 [\text{зв'яз. NH}_3] = & 68,0 + 0,47([\text{заг. Cl}^-] - 95,0) + 0,56([\text{заг. NH}_3] - 92,0) + \\
 & + 0,57(R_c - 190,0) - 0,14(t - 25,0)
 \end{aligned}
 \tag{11}$$

Це рівняння дійсне в межах наступних величин (концентрації виражені в н. д.): $105 > [\text{заг. Cl}^-] > 85$; $104 > [\text{заг. NH}_3] > 80$; $30^\circ\text{C} > t > 20^\circ\text{C}$; $200\% > R_c > 180\%$. З меншою точністю це рівняння можна використовувати і при більш низьких ступенях карбонізації і при високих температурах.

Зі збільшенням концентрації вихідних речовин кількість осадженого NaHCO_3 зростає. Тому в виробництві соди прагнуть подавати із свердловин розсіл з максимально можливою концентрацією NaCl , а також запобігати розбавленню розсолу при його очищенні і амонізації.

Досягнення максимально можливого ступеня карбонізації залежить від концентрації CO_2 в карбонізуючому газі. Діоксид вуглецю поступає на карбонізацію із содових і вапняних печей. Газ з содових печей, який містить 85-90%(об.) CO_2 , поступає на карбонізацію повністю. До нього додають необхідну кількість газу вапняних печей, що містить 33-40%об. CO_2 .

Всі втрати CO_2 у виробництві поповнюються подачею газу вапняних печей, тому збільшення втрат CO_2 призводить до зменшення його середньої концентрації в газі, що поступає на карбонізацію, що вкрай небажано. Отже, втрати CO_2 з газу, який поступає у виробництво, повинні бути мінімальними.

Для збільшення виходу осадженого NaHCO_3 потрібно понизити температуру розчину, що карбонізується. При зниженні температури зменшується розчинність NaHCO_3 і збільшується його вихід.

Рівноважний склад системи в цілому, тобто склад рідкої і газової фаз, можна визначити, використовуючи правило фаз, константи рівноваги реакцій і закон Генрі.

Швидкість кристалізації NaHCO_3 залежатиме від різниці концентрацій NaHCO_3 в метастабільному і рівноважному розчинах або, інакше кажучи, від різниці концентрацій $[\text{зв'яз. NH}_3]$ в рівноважному і метастабільному розчинах – $[\text{зв'яз. NH}_3] - [\text{зв'яз. NH}_3]_{\text{м}}$.

Оскільки в процесі карбонізації тиск CO_2 над розчинами залежить від складу розчинів, то швидкість абсорбції CO_2 повинна залежати від різниці тиску CO_2 в карбонізуючому газі і над метастабільним розчином. Таким чином, для з'ясування кінетики процесів, які протікають при карбонізації амонізованого розсолу, необхідно знати нерівноважний склад розчину.

Слід відзначити, що нерівноважний склад відрізняється від рівноважного не лише вмістом карбамату і $[\text{зв'яз. NH}_3]$, які змінюються в процесі зняття карбаматного і кристалізаційного перенасичення, але і вмістом інших компонентів, оскільки при кристалізації NaHCO_3 змінюється об'єм розчину, а отже, і концентрації компонентів, які виражені в н. д. Якщо карбонізацію амонізованого розсолу перервати раніше досягнення кінцевого рівноважного ступеня карбонізації, то в отриманому метастабільному розчині продовжуватиметься процес зняття карбаматного і кристалізаційного перенасичення, і з часом розчин стане рівноважним.

Процес кристалізації NaHCO_3 відіграє велику роль при карбонізації амонізованого розсолу. Він визначає температурний режим і продуктивність карбонізаційної колони. До якості кристалів NaHCO_3 пред'являються високі вимоги: кристали повинні бути достатньо крупними (розмір 100-200 мкм) і однорідними за розміром і формою. Від цих якостей залежить робота подальших апаратів – вакуум-фільтрів, содових печей, а також якість готового

продукту – соди. Дрібні, мулисті або зрощені голчаті кристали важко фільтруються і промиваються, забивають пори фільтруючої тканини і містять багато вологи і маточного розчину, що у свою чергу сприяє збільшенню витрати тепла в содових печах і підвищенню вмісту Cl^- в готовій соді.

Для отримання крупних і однорідних кристалів велике значення мають періоди утворення кристалічних зародків і подальшого зростання цих зародків. Чим більше кристалічних зародків утворюється в початковий період, тим більше число кристалів вийде в кінцевому результаті і тим будуть меншими їх кінцеві розміри, оскільки певна кількість кристалічної маси розподілиться на більше число кристалів. В кращому разі відбувається зрощення окремих найдрібніших веретеноподібних кристалів. Такі зростки погано відмиваються від маточника і містять багато вологи. Тому для отримання крупних монолітних кристалів в початковий період кристалізації необхідно створити такі умови, при яких число утворених зародків не було б надмірно великим, тобто швидкість кристалізації була б невеликою.

Швидкість кристалізації NaHCO_3 в процесі карбонізації амонізованого розсолу залежить від кристалізаційного перенасичення і при постійній температурі може бути виражена наступним рівнянням:

$$W_k = k_k ([\text{зв'яз. NH}_3] - [\text{зв'яз. NH}_3]_m), \quad (12)$$

де W_k – швидкість кристалізації NaHCO_3 , н. д./хв;

k_k – константа швидкості кристалізації;

$[\text{зв'яз. NH}_3]$ – концентрація $[\text{зв'яз. NH}_3]$ в рівноважному розчині, н. д.;

$[\text{зв'яз. NH}_3]_m$ – концентрація $[\text{зв'яз. NH}_3]$ у метастабільному розчині, н.д.

При підвищенні температури в стадії утворення кристалічних зародків знижується швидкість кристалізації, тобто зменшується число утворених кристалічних зародків і тим самим підвищується якість кінцевих кристалів. Тому в виробничих умовах в зоні утворення кристалічних зародків збільшують температуру до 60-65°C.

Для подальшого росту утворених зародків пересичення підтримують шляхом охолодження і карбонізації розчину. Однак, при випаданні в осад гідрокарбонату натрію, тобто зниженні концентрації іонів Na^+ в розчині, пересичення зменшується і до виходу суспензії з карбонізаційної колони наближається до нуля.

Збільшення пересичення залежить не тільки від зниження температури, але і від швидкості її зниження, оскільки зняття пересичення відбувається не миттєво, а протікає в часі. Тому при різкому зниженні температури пересичення збільшується ще більше.

Аналогічно на пересичення впливає і швидкість абсорбції CO_2 . Чим вища швидкість, тим більшою мірою зростає пересичення. Тому, щоб в процесі кристалізації уникнути різкого зростання пересичення, яке приводить до утворення нових кристалічних зародків, необхідно виключити можливість різкого охолодження розчину і підвищення концентрації CO_2 в карбонізуючому газі.

Поступове рівномірне охолодження розчину в процесі кристалізації NaHCO_3 є необхідним і для правильного зростання утворених кристалів, які повинні мати форму коротких циліндрів («бочок»). При поступовому охолодженні розчину, коли утворюються кристали задовільної якості, температура суспензії, яка виходить з карбонізаційної колони, знижується до 25-30°C.

Таким чином, для одержання кристалів високої якості необхідно дотримуватися температурного режим всього процесу карбонізації. Це в першу

чергу стосується температури в зоні зародження центрів кристалізації, оскільки навіть невелике зниження температури призводить до помітного погіршення якості кристалів.

Підвищення температури до моменту утворення кристалічних зародків в карбонізаційній колоні досягається за рахунок тепла абсорбції CO_2 і протікання хімічних реакцій між CO_2 і NH_3 . Кількість діоксиду вуглецю, що поглинається в карбонізаційній колоні, до моменту утворення кристалічних зародків, а отже, і кількість виділеного тепла залежать від ступеня карбонізації амонізованого розсолу, який подається в колону. Чим більший ступінь карбонізації, тим вищою повинна бути температура амонізованого розсолу, щоб до моменту початку утворення кристалів вона складала 60 - 65°C.

Абсорбція діоксиду вуглецю амонізованим розсолом є хемосорбційним процесом. Активним компонентом, який реагує з діоксидом вуглецю, що абсорбується, є вільний аміак.

Зміна швидкості абсорбції CO_2 амонізованим розсолом в залежності від ступеня карбонізації розчину в ізотермічних умовах показана на рис. 1.1.

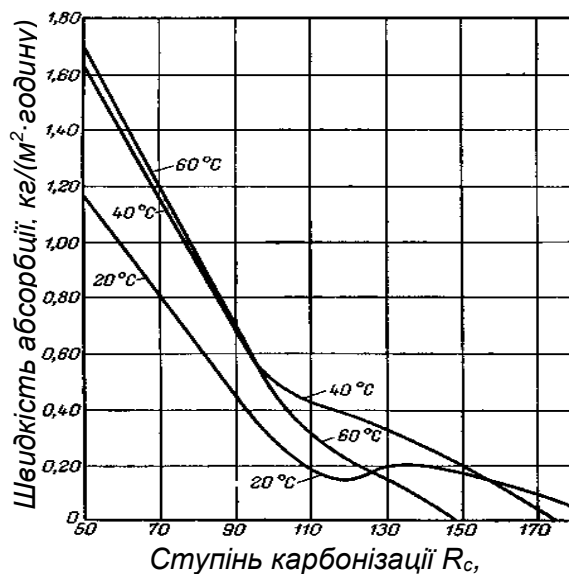


Рисунок 1.1 – Швидкість абсорбції CO₂ в процесі карбонізації амонізованого розсолу

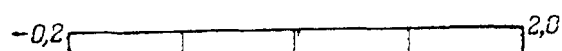
Як видно з графіка, з підвищенням ступеня карбонізації в першій стадії абсорбції (карбонізація) швидкість поглинання CO₂ різко знижується до моменту початку кристалізації NaHCO₃, після чого це зниження припиняється, і при низьких температурах швидкість абсорбції навіть зростає.

Подібна аномалія пояснюється випередженням швидкості кристалізації NaHCO₃ у порівнянні зі швидкістю абсорбції CO₂ в зоні утворення кристалічних зародків. При цьому спостерігається зниження ступеня карбонізуючої рідкої фази і підвищення рН розчину. Зростання швидкості кристалізації NaHCO₃ стимулює, крім того, протікання процесу гідролізу карбамата з утворенням вільного аміаку – активного компонента в процесі абсорбції CO₂.

Оскільки в початковий період швидкість кристалізації NaHCO₃ при 20°C вища, ніж при 60°C, а швидкість абсорбції CO₂, як видно з рис. 1.1, менша, то аномалія на кінетичній кривій при 20°C виявиться різкіше.

Абсорбція діоксиду вуглецю на другій стадії карбонізації ускладнюється кристалізацією, що впливає на кінетику абсорбції.

Залежність $\lg K_a$ від $1/T$, яка представлена на рис. 1.2, виражається в вигляді точок, розташованих на двох прямих, що перетинаються при температурі 52°C, причому експериментальні точки збігаються з теоретичними. Точки на рис.1.2 характеризують розраховані середні швидкості кристалізації NaHCO₃ на кожній ділянці карбонізаційної колони. Кожній ділянці відповідає певна температура. На рис.1.2 показана залежність швидкості кристалізації NaHCO₃ від цієї



температури. Таким чином, встановлена взаємна залежність швидкості абсорбції CO₂ в колоні від швидкості кристалізації NaHCO₃ [2].

Рисунок 1.2 – Взаємна залежність між швидкостями абсорбції CO₂ і кристалізації NaHCO₃

2 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ, НАПІВФАБРИКАТІВ, ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Кальцинована сода – карбонат натрію, безводний вуглекислий натрій, хімічна формула – Na₂CO₃. Молекулярна маса – 105,99 г/моль. Температура плавлення 854°C. Щільність – 2530 кг/м³, об'ємна щільність – 0,5-0,55 т/м³. Добре розчиняється в воді, з підвищенням температури розчинність зростає. Водні розчини мають сильнолужні властивості. Кальцинована сода здатна поглинати вологу з повітря та CO₂ і перетворюватися в гідрокарбонат [3].

Сода кальцинована випускається відповідно до ГОСТу 5100-85 [6].

Таблиця 2.1 – ГОСТ 5100-85. Сода кальцинированная техническая. Технические условия

Найменування показника	Норма для марки та сорту					
	А			Б		
	Вищий	Перший	Другий	Вищий	Перший	Другий
Зовнішній вигляд	Гранули білого кольору			Порошок білого кольору		
Масова частка вуглекислого натрію, %, не менше	99,4	99,0	98,5	99,4	99,0	99,0
Масова частка вуглекислого натрію в перерахунку на непрожарений продукт, %, не менше	98,7	98,2	97,0	98,9	98,2	97,5
Масова частка втрати при прожарюванні при 270-300° С, %, не більше	0,7	0,8	1,5	0,5	0,8	1,5
Масова частка хлоридів у перерахунку на NaCl, %, не більше	0,2	0,5	0,8	0,4	0,5	0,8
Масова частка заліза у перерахунку на Fe ₂ O ₃ , %, не більше	0,003	0,005	0,008	0,003	0,003	0,008
Масова частка нерозчинних у воді речовин, %, не більше	0,04	0,04	0,08	0,03	0,04	0,08
Масова частка сульфатів у перерахунку на Na ₂ SO ₄ , %, не більше	0,04	0,05	–	0,04	0,05	–
Гранулометричний склад кальцинованої соди:						
залишок на ситі з сіткою №2К за ГОСТ 6613-86, %, не більше	–	5	5	–	–	–
проходження через сито з сіткою №1, 25К за ГОСТ 6613-86, %, не більше	100	–	–	–	–	–
залишок на ситі з сіткою №1К за ГОСТ 6613-86, %, не більше	3	–	–	–	–	–
проходження через сито з сіткою №01К, 25К за ГОСТ 6613-86, %, не більше	7	15	25	–	–	–

Продовження табл. 2.1

1	2	3	4	5	6	7
Насипна щільність, г/см ³ , не менше	1,1	0,9	0,9	–	–	–
Магнітні включення розміром більше 0,25 мм	–	–	–	–	–	–

Для випуску кальцинованої соди, якість якої відповідає вимогам ГОСТ 5100-85, використовується сировина, паливо та допоміжні матеріали, якісні та кількісні показники яких наведені нижче.

Склад сирого розсолу, що використовується в виробництві кальцинованої соди представлений нижче [7]:

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

Якість крейди, що застосовується для виробництва кальцинованої соди, відповідає вимогам ДСТУ Б В.2.7-109, клас I, II (табл. 2.2) [8].

Таблиця 2.2 – ДСТУ Б В.2.7-109-2001. Породи карбонатні для виробництва вапна. Технічні умови

Найменування показників	Класи карбонатних порід						
	I	II	III	IV	V	VI	VII
Вуглекислий кальцій (CaCO ₃), %мас., не менше	92	86	77	72	52	47	72
Вуглекислий магній (MgCO ₃), %мас., не менше	5	6	20	20	45	45	8
Глинисті домішки (SiO ₂ +Al ₂ O ₃ +Fe ₂ O ₃), %мас., не більше	3	8	3	8	3	8	20

Якість природного газу, що застосовується для випалу крейди, регламентується ГОСТом 5542-87 (табл. 2.3) [9].

Таблиця 2.3 – ГОСТ 5542-87. «Газы горючие природные для промышленного и коммунально-бытового назначения. Технические условия»

Найменування показника	Норма
1. Теплота згорання нижча, МДж/м ³ (ккал/м ³), при 20°С 101,325 кПа, не менше	31,8 (7600)
2. Область значень числа Воббе (вищого), МДж/м ³ (ккал/м ³)	41,2-54,5 (9850-13000)
3. Допустиме відхилення числа Воббе від номінального значення, %, не більше	+ -5
4. Масова концентрація сірководню, г/м ³ , не більше	0,02
5. Масова концентрація меркаптанової сірки, г/м ³ , не більше	0,036
6. Об'ємна частка кисню, %, не більше	1,0
7. Маса механічних домішок в 1 м ³ , не більше	0,001
8. Інтенсивність запаху газу при об'ємній частці 1% в повітрі, бал, не менше	3

Синтетична аміачна вода повинна відповідати нормам ГОСТ 9-92. Для виробництва кальцинованої соди використовується аміачна вода марки «А», фізико-хімічні показники якої наведені в табл. 2.4 [10].

Таблиця 2.4 – 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

Вода споживається в основному для охолодження рідин і газів. Порівняно менше її витрачається на технологічні потреби, наприклад, приготування вапняного молока, розсолу і т.д. У содовому виробництві використовується оборотна вода, яку одержують охолодженням вже використаної нагрітої води в спеціальних установках-градирнях, бризкальних басейнах і ін. [2].

3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Виробництво кальцинованої соди аміачним способом складається з наступних стадій:

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

Опис технологічної схеми стадії карбонізації амонізованого розсолу представлений нижче.

Амонізований розсіл зі збірника амонізованого розсолу ЗАР (поз. 16) подається в верхню частину колони попередньої карбонізації КЛПК (поз. 17). В її нижню частину компресором подається газ вапняних печей, що містить 32-36%об. CO_2 . Проходячи через КЛПК, амонізований розсіл розчиняє гідрокарбонат 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 з КЛПК (поз. 17). В ПГКЛ-1 розчин додатково поглинає

CO_2 . Газ із ПГКЛ-1 направляється на стадію абсорбції і поступає в другий промивач газу колон (ПГКЛ-2) для уловлювання аміаку. Рідина з 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 отримана суспензія гідрокарбонату натрію – на стадію фільтрації [3].

4 МАТЕРІАЛЬНІ І ТЕПЛОВІ БАЛАНСИ

4.1 Матеріальний баланс стадії карбонізації амонізованого розсолу

4.1.1 Матеріальний баланс колони попередньої карбонізації (КЛПК)

В колону попередньої карбонізації зі стадії абсорбції аміаку надходить амонізований розсіл складу [11]:

NaCl – 1550,00 кг/т соди – 89,6 н.д.

пр. титр – 0,25 н.д.

CO₂ – 0,25 н.д.

(NH₄)₂CO₃ – 580,60 кг/т соди – 41,0 н.д.

NH₄OH – 650,50 кг/т соди – 63,0 н.д.

Вода – 4129,3 кг/т соди заг. NH₃ – 104,0 н.д.

Домішки – 21,60 кг/т соди

Разом – 6932,0 кг/т соди

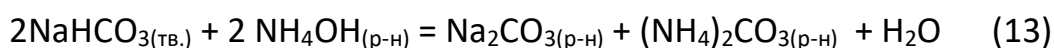
прямий титр розсолу – 104,25 н.д.

Вміст заг. CO₂ – 41,0 н.д.

Температура = 30°C; об'єм V = 5,9 м³/т соди; густина ρ = 1175 кг/м³.

В нижню частину КЛПК надходить газ вапняних печей середньою концентрацією 35%об. (на сухий газ); тиск газу 3,7 атм; температура – 35°C.

У КЛПК протікає реакція:



Відповідно до регламенту роботи содових заводів розсіл на виході із КЛПК має на виході середній склад: $\text{Cl}^- = 89,6$ н.д.; прямий титр – $102,0$ н.д.; загальний $\text{NH}_3 = 101,5$ н.д; загальний $\text{CO}_2 = 60,0$ н.д.; різницю між загальним і прямим титром $\text{NH}_3 = 0,5$ н.д. дають домішки, які містяться в розсолі, що титрується HCl , і гідрокарбонат натрію, що переходить у розсіл зі стінок КЛПК. Таким чином, за рахунок розчинення NaHCO_3 прямий титр розсолу

збільшується на 0,25 н.д. ($0,5 - 0,25 = 0,25$ н.д.). В перерахунку на NaHCO_3 це складає:

$$\frac{0,25 \cdot 84}{20 \cdot 5,9} = 6,2 \text{ кг/т соди.}$$

Об'єм розсолу на виході практично не змінюється $\text{Cl}^-_{\text{поч.}} = \text{Cl}^-_{\text{кін.}}$.

У відділенні карбонізації працює 5 колон (з них одна стоїть на промиванні) кожна колона промивається через 4 доби. За цей час на її стінках відкладеться NaHCO_3 :

$$\frac{6,2 \cdot 640 \cdot 4}{4} = 3986 \text{ кг NaHCO}_3;$$

$$\frac{3,99 \cdot 106}{168} = 2,52 \text{ у перерахунку на Na}_2\text{CO}_3.$$

Зниження продуктивності цеху за рахунок осаду, що залишається в робочих колонах перед їх переходом на промивання, складе:

$$640 \cdot 4 - 100\%$$

$$2,52 - x$$

Звідки $x = 0,1\%$.

Кількість CO_2 , що утворюється при розкладанні цього гідрокарбонату натрію, складе:

$$\frac{0,25 \cdot 22}{20 \cdot 5,9} = 1,6 \text{ кг/т соди.}$$

Разом з цим в розсолі за рахунок розкладання NaHCO_3 з'являється Na_2CO_3 в кількості 3,85 кг/т соди.

Крім розкладання гідрокарбонату натрію в КЛПК протікають реакції:



В результаті реакції (15) відбувається видування аміаку з амонізованого розсолу газом при підвищенні температури розсолу. Кількість аміаку, що видувається, визначається за складом рідини на виході з колони:

$$\frac{(104 - 101,5) \cdot 17}{20 \cdot 5,9} = 12,53 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість поглиненого в КЛПК CO_2

$$\frac{(60 - 41) \cdot 22}{20 \cdot 5,9} = 123,3 \text{ кг/т соди.}$$

Ступінь поглинання CO_2 амонізованим розсолом становить 97%. Тоді всього надійшло з газом вапняних печей CO_2 :

$$\frac{123,3 \cdot 100}{97} = 127 \text{ кг/т соди.}$$

Уходить з газом CO₂ із КЛПК

$$127 - 123,3 = 3,7 \text{ кг/т соди.}$$

Утвориться (NH₄)₂CO₃

$$\frac{123,3 \cdot 96}{44} = 269 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачається NH₄OH:

а) на реакцію (14)

$$\frac{123,3 \cdot 35 \cdot 2}{44} = 196,2 \text{ кг/т соди;}$$

б) на реакцію (15)

$$\frac{12,53 \cdot 35}{17} = 25,8 \text{ кг/т соди.}$$

Виділяється води:

а) за реакцією (14)

$$\frac{123,3 \cdot 18}{44} = 50,5 \text{ кг/т соди;}$$

б) за реакцією (15)

$$\frac{12,53 \cdot 18}{17} = 13,27 \text{ кг/т соди.}$$

Всього в КЛПК надходить сухого пічного газу:

$$V_{\text{с.г.}} = \frac{127 \cdot 22,4 \cdot 100}{44 \cdot 35} = 184 \text{ м}^3/\text{т соди};$$

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{127 \cdot 22,4}{44} = 64,6 \text{ м}^3/\text{т соди};$$

$$V_{\text{N}_2} = 184 - 64,6 = 119,4 \text{ м}^3/\text{т соди} \text{ або } 149 \text{ кг/т соди.}$$

Тиск газу 3,7 атм. (2812 мм). Температура газу 35°C. Вважаємо, що газ насичений водяними парами. $P_{\text{H}_2\text{O}} = 42,2 \text{ мм. рт. ст. } (56,13 \cdot 10^2 \text{ Па})$. Тиск сухого газу: $P_{\text{с.г.}} = 2812 - 42 = 2770 \text{ мм. рт. ст.}$

Знаходимо об'єм водяних парів, що містяться в пічному газі:

$$\frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{V_{\text{с.г.}}}{P_{\text{с.г.}}};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{с.г.}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{с.г.}}} = \frac{184 \cdot 42,2}{2770} = 2,8 \text{ м}^3/\text{т соди} \text{ або } 2,25 \text{ кг/т соди.}$$

Таким чином, склад пічного газу:

CO ₂	127 кг/т соди	64,6 м ³ / т соди	34,6 %об.
N ₂	149 кг/т соди	119,4 м ³ / т соди	63,9 %об.

H ₂ O	2,25 кг/ т соди	2,84 м ³ / т соди	1,5 %об.
------------------	-----------------	------------------------------	----------

Всього об'єм V_{н.г.} = 186,8 м³/т соди

Температура розсолу на вході – 32°С. Можна припускати, що газ на виході із КЛПК насичений водяними парами при температурі 32°С. Можна припустити, що: P_{H₂O}⁰ = 35,66 мм. рт. ст. (47,4 · 10² Па).

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе: P_{H₂O} = 35,66 · 0,8 = 28,53 мм. рт. ст. (37,9 · 10² Па).

Із КЛПК уносятся:

CO ₂	3,7 кг/ т соди	або	1,88 м ³ / т соди
NH ₃	12,53 кг/ т соди	або	16,5 м ³ / т соди
N ₂	149 кг/ т соди	або	119,4 м ³ /т т соди

Газ має надлишковий тиск 140 мм. рт. ст.

$$P_r = 760 + 140 = 900 \text{ мм. рт. ст. (1197 гПа).}$$

Об'єм водяної пари знаходимо зі співвідношення:

$$\frac{V_{\text{с.г.}}}{P_{\text{с.г.}}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}; \quad V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{с.г.}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{с.г.}}} = \frac{(1,88 + 18,5 + 119,4) \cdot 25,5}{874,5} = 4,02 \text{ м}^3$$

або 3,24 кг/ т соди.

Склад газу на виході із КЛПК:

CO ₂	1,88 м ³ /т соди	1,33%об.
NH ₃	16,50 м ³ / т соди	11,64 %об.
N ₂	119,4 м ³ / т соди	84,2%об.
H ₂ O	4,03 м ³ / т соди	2,83 %об.
<hr/>		
Всього	141,8 м ³ / т соди	

Отже, з розсолу в КЛПК уноситься

$$4,6 - 2,8 = 1,8 \text{ кг/ т соди H}_2\text{O.}$$

Склад амонізованого розсолу, що уходить із КЛПК в ПГКЛ-1:

NaCl	1550 кг/ т соди	89,6 н.д.
		пр. титр – 0,25 н.д.
		CO ₂ – 0,25 н. д
Домішки	21,60 кг/ т соди	
(NH ₄) ₂ CO ₃	(580,6 + 269) = 849,6 кг/ т соди	60,0 н. д
NH ₄ OH	(650,5 – 196,2 – 25,8) = 428,5 кг/ т соди	41,5 н.д.
H ₂ O	4129,3 – 1,8 + 13,27 + 50,5 = 4191,3 кг/ т соди	
<hr/>		
	7041 кг/ т соди	

Загальний $\text{NH}_3 = 101,5$ н.д.; $\rho = 1193$ кг/м³; загальний $\text{CO}_2 = 60$ н.д.

Матеріальний баланс колони попередньої карбонізації КЛПК зведений в табл. 4.1.

Таблиця 4.1 – Зведений матеріальний баланс колони попередньої карбонізації (КЛПК)

Компонент	Прихід, кг/т соди				Витрата, кг/т соди			
	з розсолу із ЗАР-2	з газом вапняних печей	від хімічної реакції	всього	з розсолу у ШГКЛ-1	з газом у ШГКЛ-1	на хімічну реакцію	всього
NaCl	1550	—	—	1550	1550	—	—	1550
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	580,6	—	269	849,6	849,6	—	—	849,6
NH_4OH	650,5	—	—	650,5	428,5	—	222,0	650,5
H_2O	4129,3	2,25	63,77	4195,32	4191,32	3,24	—	4194,56
Домішки	21,60	—	—	21,60	21,60	—	—	21,60
CO_2	—	127,0	—	127,0	—	3,7	123,3	127,0
NH_3	—	—	12,53	12,53	—	12,53	—	12,53
N_2	—	149,0	—	149,0	—	149,0	—	149,0
Разом	6932,0	278,25	345,3	7555,55	7041	170,23	345,3	7554,79

4.1.2 Матеріальний баланс промивача газу колон (ПГКЛ-1)

Відповідно до регламенту роботи содових заводів розсіл на виході із ПГКЛ-1 має на виході наступний склад: Cl^- – 89,6 н.д., загальний CO_2 – 70 н.д., загальний NH_3 – 98 н.д., $V_{\text{вих.}} = 5,9$ м³/т соди. Зменшення вмісту

загального NH_3 у розсолі на виході пов'язане з видуванням його з розсолу при підвищенні температури останнього від 40°C до 42°C [9].

Склад газу на виході із ПГКЛ-1:

NH_3	75,3 кг/т соди	або	99,18 м ³ / т соди
CO_2	81,7 кг/ т соди с	або	41,6 м ³ / т соди
H_2O	30,4 кг/ т соди	або	37,8 м ³ / т соди
N_2	644 кг/ т соди	або	515 м ³ / т соди
<hr/>			
Всього	831,4 кг/ т соди		649 м ³ / т соди

Температура газу 40°C . Тиск надлишковий 145 мм рт. ст. ($1204 \cdot 10^2$ Па).

Таблиця 4.2 – Склад газу на вході в ПГКЛ-1 (кг/т соди)

Компоненти і параметри	Газ із КЛПК	Газ із КЛ	Примітки
NH_3	12,53	x_1	10-12% за регламентом
CO_2	3,7	x_2	
H_2O	3,24	x_3	
N_2	149,0	x_4	
Тиск надлишковий	140 мм рт. ст.	160 мм рт. ст.	ср. 160 мм рт. ст.
Температура	38°C	48°C	ср. 48°C

Визначення кількості поглиненого в ПГКЛ-1 діоксиду вуглецю.

Вміст CO_2 в розсолі, що надходить

$$\frac{60 \cdot 22}{20 \cdot 5,9} = 389 \text{ кг/т соди.}$$

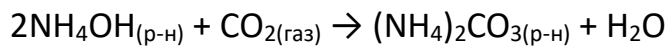
Вміст CO₂ в розсолі, що виходить із ПГКЛ-1

$$\frac{70 \cdot 22}{20 \cdot 5,9} = 454 \text{ кг/т соди.}$$

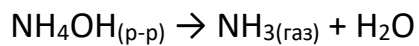
Поглинулося діоксиду вуглецю

$$454 - 389 = 65 \text{ кг/т соди.}$$

В ПГКЛ-1 протікають реакції (14) і (15)



$$\begin{array}{cccc} 70 & 44 & 96 & 18 \end{array}$$



$$\begin{array}{ccc} 35 & 17 & 18 \end{array}$$

Вступило NH₄OH в реакцію з діоксидом вуглецю

$$\frac{65 \cdot 70}{44} = 103 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося води

$$\frac{65 \cdot 18}{44} = 26,6 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося (NH₄)₂CO₃

$$\frac{65 \cdot 96}{44} = 142 \text{ кг/т соди.}$$

Визначення кількості аміаку, що видувається.

Вміст NH_3 в розсолі, що надходить

$$\frac{101,5 \cdot 17}{20 \cdot 5,9} = 509 \text{ кг/т соди.}$$

Вміст NH_3 у розсолі, що уходить

$$\frac{98 \cdot 17}{20 \cdot 5,9} = 491,5 \text{ кг/т соди.}$$

Виділилося NH_3

$$509 - 491,5 = 17,53 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено NH_4OH на реакцію (15):

$$\frac{17,53 \cdot 35}{17} = 36,1 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося води по реакції (15):

$$\frac{17,53 \cdot 18}{17} = 18,6 \text{ кг/т соди.}$$

Баланс за CO₂ (газова фаза)

Надходить із газом із КЛПК 3,7 кг/т соди

Надходить із газом із КЛ x_2 кг/т соди

Всього надходить $x_2 + 3,7$ кг/т соди

Уходить з газом у ПГКЛ-2 81,7 кг/т соди

Витрачається на утворення (NH₄)₂CO₃ 65,0 кг/ т соди

Разом уходить 146,7 кг/ т соди

$x_2 = 143$ кг/ т соди або $72,8$ м³/ т соди

Баланс за інертним газом (азотом)

Надходить із газом із КЛПК 149 кг/т соди

Надходить із газом із КЛ x_4 кг/т соди

Всього поступає $x_4 + 149$ кг/ т соди

Уходить з газом у ПГКЛ-2 644 кг/ т соди

$x_4 = 495$ кг/ т соди або 396 м³/ т соди

Баланс за аміаком (газова фаза)

Надходить із газом із КЛПК 12,53 кг/т соди

Надходить із газом із КЛ	x_1 кг/ т соди
Надходить у газ із рідини	<u>17,53 кг/ т соди</u>
Всього надходить	30,06 + x_1 кг / т соди
Уходить з газом у ПГКЛ-2	75,3 кг/ т соди
$x_1 = 95,2$ кг/ т соди або $59,6$ м ³ / т соди	

Визначення вмісту водяної пари в газі, що виходить із КЛ
(на виході ПГКЛ-1)

Газ, що виходить із КЛ, насичений водяними парами, тому пружність водяної пари більш правильно знаходити при температурі газу 48°C. Надлишковий тиск газу 160 мм рт. ст. ($213 \cdot 10^2$ Па). При температурі 48°C пружність водяної пари складе $P_{H_2O}^0 = 83,7$ мм. рт. ст. ($116 \cdot 10^2$ Па).

З урахуванням поправки на закон Рауля пружність водяної пари над розчином складе: $P_{H_2O}^0 = 83,7 \cdot 0,8 = 67$ мм. рт. ст. ($89,1 \cdot 10^2$ Па).

Тиск сухого газу:

$$P_{с.г} = (760 + 160) - 67 = 853 \text{ мм рт. ст. } (1134,6 \cdot 10^2 \text{ Па});$$

$$V_{с.г.} = V_{N_2} + V_{NH_3} + V_{CO_2} = 396 + 59,6 + 72,8 = 528,4 \text{ м}^3/\text{т соди};$$

$$\frac{P_{с.г.}}{P_{H_2O}} = \frac{V_{с.г.}}{V_{H_2O}} ; V_{H_2O} = \frac{V_{с.г.} \cdot P_{H_2O}}{P_{с.г.}} = \frac{67 \cdot 528,4}{853} = 41,5 \text{ м}^3/\text{т соди}$$

Всього уходить з розсолом 991,6 кг/ т соди

Баланс NH₄OH

Надходить із розсолом 428,5 кг/т соди

Витрачається на реакції (14) і (15) 103,0 + 36,1 = 139,1 кг/ т соди

Всього уходить з розсолом 289,4 кг/ т соди

Склад розсолу на вході в КЛ:

NaCl 1550 кг/т соди 89,6 н.д.
пр. титр - 0,25 н.д.
CO₂ – 0,25 н. д

Домішки 21,60 кг/ т соди

(NH₄)₂CO₃ 991,6 кг/ т соди 70,0 н. д

NH₄OH 289,4 кг/ т соди 28,0 н.д.

H₂O 4243,7 кг/т соди

Всього 7096,3 кг/ т соди

Об'єм V = 5,9 м³/тс, ρ = 1202 кг/м³, загальний NH₃ = 98 н.д., загальний CO₂ = 70 н.д.

Матеріальний баланс промивача газу колон ПГКЛ-1 представлений в табл. 4.3.

Таблица 4.3 – Матеріальний баланс промивача газу колон (ПГКЛ-1)

Компонент	Прихід, кг/ т соди					Витрата, кг/ т соди			
	з аміачним розсолом із КЛПК	з газом із КЛПК	з газом з робочих колон	від хімічної реакції	всього	з розсолом у холодильник або в КЛ	з газом в ПГКЛ-2	на хімічну реакцію	всього
NaCl	1550	—	—	—	1550	1550	—	—	1550
(NH ₄) ₂ CO ₃	849,6	—	—	142	991,6	991,6	—	—	991,6
NH ₄ OH	428,5	—	—	—	428,5	289,4	—	139,1	428,5
H ₂ O	4191,32	3,24	33,4	45,2	4273,9	4243,5	30,4	—	4273,9
Домішки	21,60	—	—	—	21,60	21,60	—	—	21,60
CO ₂	—	3,7	143,0	—	146,7	—	81,7	65,0	146,7
NH ₃	—	12,53	45,2	17,53	75,3	—	75,3	—	75,3
N ₂	—	149,0	495,0	—	644,0	—	644,0	—	644,0
Всього	7041	170,23	716,6	204,7	8131,6	7074,5	831,4	204,1	8131,6

4.1.3 Матеріальний баланс карбонізаційної колони (КЛ)

В КЛ і ПГКЛ-1 надходить амонізований розсіл складу [9]:

NaCl 1550 кг/т соди

Домішки 21,60 кг/т соди

(NH₄)₂CO₃ 991,6 кг/ т соди

NH₄OH 289,4 кг/ т соди

H₂O 4243,7 кг/ т соди

Разом 7096,3 кг/ т соди

Об'єм розсолу $V = 5,9 \text{ м}^3/\text{т соди}$, температура - 42°C, $\rho = 1202 \text{ кг/м}^3$, загальний Cl^- – 89,6 н.д., загальний NH_3 – 98 н.д., загальний CO_2 – 70 н.д., співвідношення $\text{заг. NH}_3/\text{заг. Cl}^- = 1,1$.

Відповідно з даними роботи ряду содових заводів освітлена частина суспензії на виході із КЛ має середній склад: загальний Cl^- – 96 н.д., температура –30 °С, прямий титр – 23 н.д., загальний NH_3 – 95 н.д., CO_2 розчину – 35 н.д., об'єм розсолу

$$V_{\text{вих.}} = \frac{5,9 \cdot 89,6}{96} = 5,51 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

В КЛ діоксид вуглецю подається через два вводи.

Через перший нижній ввід подається «міцний газ» – суміш газу содових печей, газу із ПГАБ і газу вапняних печей. Відповідно до регламенту склад «міцного газу»: CO_2 – 75 % об., тиск – 3,7 атм., температура – 35°С.

Через другий ввід в КЛ подається газ вапняних печей складу: CO_2 – 32 % об., тиск – 2,5 атм., температура – 35°С.

Із КЛ у ПГЛК-1 уходить газ складу:

NH_3 – 45,2 кг/т соди температура газу – 48 °С

CO_2 – 143,0 кг/ т соди тиск надлишкове 160 мм. рт. ст. ($213 \cdot 10^2$ Па)

H_2O – 33,4 кг/ т соди (920 мм. рт. ст. абс.; $1223,6 \cdot 10^2$ Па)

N_2 – 495,0 кг/т соди

За прийнятим складом рідини на виході із КЛ визначаємо кількість утвореного NaHCO_3 , а також ступінь використання NaCl :

$$\frac{(95 - 25) \cdot 5,51 \cdot 84}{20} = 1619 \text{ кг/т соди;}$$

$$U_{\text{Na}^+} = \frac{95 - 25}{96} \cdot 100 = 73 \%$$

Витрата CO₂ на утворення NaHCO₃

$$\frac{1619 \cdot 44}{84} = 848 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість CO₂ в розсолі на вході в КЛ

$$\frac{70 \cdot 44}{(2 \cdot 20) \cdot 5,9} = 454 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість CO₂ у розсолі на виході (освітлена частина)

$$\frac{35 \cdot 44}{(2 \cdot 20) \cdot 5,51} = 212 \text{ кг/т соди.}$$

Разом поглинулося в КЛ CO₂

$$848 + 212 - 454 = 606 \text{ кг/т соди.}$$

Ступінь використання CO₂

$$\frac{606}{606 + 143} \cdot 100 = 81\%$$

Прихід CO₂ з карбонізуючими газами

$$212 + 848 + 143 - 454 = 749 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість CO₂ в газі кальцинації

У кальцинатор надходить NaHCO₃ менше, ніж утворюється, на величину втрат на фільтрах (3,5 %).

$$\frac{1619}{1,035} = 1564 \text{ кг/т соди.}$$

Після кальцинації в готовій соді залишається до 6%мас. NaHCO₃ або 60 кг/т соди.

Піддається кальцинації:

$$1564 - 60 = 1504 \text{ кг/т соди.}$$

Виділяється CO₂ при кальцинації 1504 кг/т соди NaHCO₃

$$\frac{1504 \cdot 44}{2 \cdot 84} = 394 \text{ кг/т соди.}$$

Втрати CO₂ з газу кальцинації складають 7 %. З урахуванням втрат CO₂ із кальцинаторів на карбонізацію надходить CO₂

$$394 \cdot 0,93 = 370 \text{ кг/т соди або } 189 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Вміст інертних газів у газі кальцинації після промивання:

$$\frac{189 \cdot 100}{88 - 189} = 25,7 \text{ м}^3/\text{т соди} \text{ або } 32 \text{ кг/т соди.}$$

До газу кальцинації додається газ із ПГАБ:

CO ₂	49,3 кг/т соди (25,1 м ³ / т соди)
N ₂	6,52 кг/ т соди (5,21 м ³ / т соди)
H ₂ O	1,82 кг/ т соди (2,26 м ³ / т соди)

(Вміст NH₃ у газах не враховується, тому що вони проходять промивач).

Склад сухого газу кальцинації після змішування його з газом ПГАБ:

CO ₂	370 + 49,3 = 419,3 кг/ т соди	або	213,5 м ³ / т соди
N ₂	32 + 6,52 = 38,52 кг/ т соди	або	30,8 м ³ / т соди
<hr/>			
Всього	457,82 кг/ т соди	або	244,3 м ³ / т соди

Газ кальцинації після промивача повинен мати температуру 3°C,
P_{абс.} = 730 мм. рт. ст. (971·10² Па).

Тиск водяної пари – P_{H₂O}³² = 35,66 мм. рт. ст. (46,4·10² Па).

Тиск сухого газу – P_{с.г.} = 694,3 мм. рт. ст. (902·10² Па).

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{244,3 \cdot 35,66}{694,3} = 12,6 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

До змішаного газу, що містить 87%об. CO₂, повинні бути додані x м³/т соди газу вапняних печей з концентрацією 32%об. для одержання «міцного газу», який містить 75 %об. CO₂.

$$0,35x + 244,3 \cdot 0,88 = (x + 244,3) \cdot 0,75, \quad \text{звідки } x = 73,3 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

В цьому об'ємі газу міститься:

$$\text{CO}_2 \quad 73,3 \cdot 0,35 = 25,6 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 50,4 \text{ кг/т соди}$$

$$\text{N}_2 \quad 73,3 \cdot 0,65 = 47,7 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 9,6 \text{ кг/т соди}$$

Кількість і склад «міцного газу» (перший ввід):

$$\text{CO}_2 \quad 419 + 50,4 = 469,4 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 239 \text{ м}^3/\text{т соди}$$

$$\text{N}_2 \quad 38,52 + 59,6 = 98,12 \text{ кг/т соди або } 78,5 \text{ м}^3/\text{т соди}$$

$$\text{Всього} \quad 567,52 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 317,5 \text{ м}^3/\text{т соди}$$

Газ першого вводу насичений водяною парою при температурі 35°C і тиску 3,7 атм. Пружність водяної пари – $P_{\text{H}_2\text{O}}^{35} = 42,18 \text{ мм. рт. ст.}$ ($56,1 \cdot 10^2 \text{ Па}$).

$$P_{\text{с.г.}} = (3,7 \cdot 760) - 42,18 = 2770 \text{ мм. рт. ст. (} 3684 \cdot 10^2 \text{ Па)};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{42,18 \cdot 317,5}{2770} = 4,84 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 3,89 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість CO₂, яку потрібно подати з газами вапняних печей

$$749 - 469,4 = 279,6 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 142,3 \text{ м}^3/\text{т соди}.$$

Кількість інертного газу, що надходить у КЛ із вапняним газом

$$V_{\text{ін.}} = \frac{142,3 \cdot 0,68}{0,32} = 304,3 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 380,4 \text{ кг/т соди}.$$

Всього надходить інертів 478 кг/т соди, що збігається із прийнятим раніше (495 кг/т соди на вході в ПГКЛ-1).

Газ насичений водяними парами за умов: $P = 2,5 \text{ атм.}$, температура 35°C .

Пружність водяної пари при 35°C : $P_{\text{H}_2\text{O}}^{35} = 42,18 \text{ мм. рт. ст.}$ (

$$56,1 \cdot 10^2 \text{ Па})$$

$$P_{\text{с.г.}} = (2,5 \cdot 760 - 42,18) = 1858 \text{ мм. рт. ст.} \quad (2471 \cdot 10^2 \text{ Па});$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{42,18 \cdot (142,3 + 304,3)}{1858} = 10,14 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad \text{або} \quad 8,15 \text{ кг/т соди}.$$

Повний склад освітленої частини суспензії

Кількість осажденного NaHCO_3 – 1619 кг/т соди.

Кількість NH_4Cl , що еквівалентна осаженому NaHCO_3 .

$$\frac{1619 \cdot 535}{84} = 1031 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість NaCl, що витрачена на осадження 1619 кг/т соди NaHCO₃

$$\frac{1619 \cdot 58,5}{84} = 1127 \text{ кг/т соди.}$$

Залишається непрореагованого NaCl

$$1550 - 1127 = 423 \text{ кг/т соди.}$$

Визначення вмісту в освітленій частині суспензії гідрокарбонатів і карбонатів (гідрокарбонати умовно перераховуються на NH₄HCO₃, карбонати – на (NH₄)₂CO₃).

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 = \frac{(\text{заг. CO}_{2\text{р-н}} - \text{прям. титр}) \cdot E_{\text{NH}_4\text{HCO}_3} \cdot V_{\text{КОН}}}{20}, \quad (16)$$

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 = \frac{(35 - 25) \cdot 79 \cdot 5,51}{20} = 218 \text{ кг/т соди (10 н.д.; CO}_2 - 20 \text{ н.д.).}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 = \frac{(\text{прям. титр} - \text{HCO}_3^-) \cdot E_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} \cdot V_{\text{КОН}}}{20} \quad (17)$$

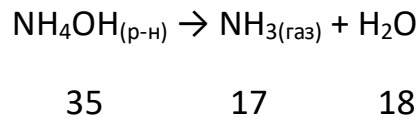
$$\text{HCO}_3^- = \text{заг. CO}_2 - \text{прям. титр} \quad (18)$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 = \frac{(2 \text{ прям. титр} - \text{заг. CO}_2) \cdot E_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3}}{20} \quad (19)$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 = \frac{(2 \cdot 25 - 35) \cdot 48 \cdot 5,51}{20} = 198 \text{ кг/т соди (15 н.д.; CO}_2 - 15 \text{ н.д.).}$$

Всього CO₂ в розчині за умовою – 35 н.д.

В КЛ протікає реакція (15)



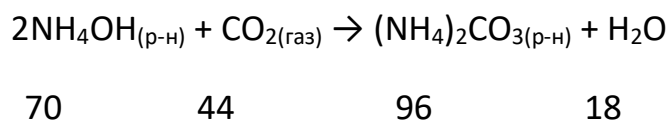
Утворюється NH₃ – 45,2 кг/т соди. Витрачено NH₄OH:

$$\text{NH}_4\text{OH} = \frac{42,5 \cdot 35}{17} = 93,0 \text{ кг/т соди.}$$

Утворюється води

$$\frac{45,2 \cdot 18}{17} = 47,8 \text{ кг/т соди.}$$

В КЛ також відбувається реакція (14)



Надходить NH_4OH – 289,4 кг/т соди.

Витрачено на реакцію (14) NH_4OH

$$289,4 - 93 = 196,4 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ по реакції (14)

$$\frac{196 \cdot 96}{2 \cdot 35} = 269 \text{ кг/т соди.}$$

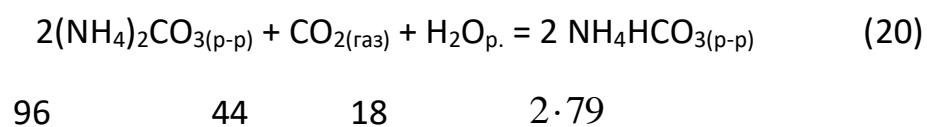
Витрачено CO_2

$$\frac{196 \cdot 44}{2 \cdot 35} = 123 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося води за реакцією (14):

$$\frac{196 \cdot 18}{2 \cdot 35} = 50,4 \text{ кг/т соди.}$$

Третя реакція, що протікає в КЛ:



Вміст $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ в рідині на вході в КЛ – 991,6 кг/т соди.

Вміст $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ на виході із КЛ – 198 кг/ т соди.

Утворилося $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ за реакцією (14) – 269 кг/ т соди.

Витрачено $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ за реакцією (20)

$$991,6 - 198 + 269 = 1063 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено води

$$\frac{1063 \cdot 18}{96} = 199 \text{ кг/ т соди.}$$

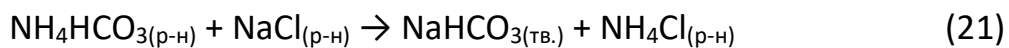
Утворилося NH_4HCO_3

$$\frac{1063 \cdot 158}{96} = 1749 \text{ кг/ т соди.}$$

Витрачено CO_2

$$\frac{1063 \cdot 44}{96} = 487 \text{ кг/ т соди.}$$

Четверта реакція



79

53,5

Визначення витрати NH_4HCO_3 на реакцію (17) необхідно вести не за NH_4Cl , еквівалентному вмісту NaHCO_3 , а за сумарним вмістом NH_4Cl (з урахуванням вмісту NH_4Cl у розчині). Загальний вміст іона Cl^- в освітленій частині суспензії 96 н.д. Із цієї кількості на невикористаний NaCl припадає:

$$[\text{NaCl}] = [\text{Cl}^-] = \frac{423 \cdot 20}{(58,5 \cdot 5,51)} = 26,2 \text{ н. д.}$$

Концентрація NH_4Cl

$$(96,0 - 26,2) = 69,8 \text{ н. д.}$$

$$\text{NH}_4\text{Cl} = \frac{69,8 \cdot 53,5 \cdot 5,51}{20} = 1028 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено на реакцію (21) NH_4HCO_3 :

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 = \frac{1028 \cdot 79}{53,5} = 1518 \text{ кг/т соди.}$$

Уходить NH_4HCO_3 з рідиною:

$$1749 - 1518 = 231 \text{ кг/т соди.}$$

Баланс за водою

Надходить із розсоллом	4243 кг/ т соди
Надходить із «міцним газом» перший ввід	3,89 кг/ т соди
Надходить із газом вапняних печей другий ввід	8,15 кг/т соди
Утворилося води по реакції	47,8 кг/т соди
<u>Утворилося води по реакції</u>	<u>50,4 кг/т соди</u>
Надійшло всього води в КЛ	4354 кг/т соди
Витрачено води на реакцію (16)	199 кг/т соди
Уходить з газом у ПГКЛ-1	33,4 кг/т соди
Уходить води із освітленою частиною суспензії x кг/ т соди	

$$x = 4354 - (199 + 33,4) = 4121,5 \text{ кг/т соди.}$$

З колони виходить суспензія:

NaHCO _{3(тв.)}	1619 кг/т соди
рідина:	
H ₂ O	4121,5 кг/т соди
NaCl	423 кг/т соди
Домішки	21,6 кг/ т соди
(NH ₄) ₂ CO ₃	198 кг/ т соди
NH ₄ HCO ₃	231 кг/ т соди
NH ₄ Cl	1028 кг/ т соди
<hr/>	<hr/>
Всього	6023 кг/ т соди

$$V_{\text{вих.}} = 5,51 \text{ м}^3 ; \rho = 1093 \text{ кг/ м}^3.$$

Отримані данні заносяться в таблицю матеріального балансу карбонізаційної колони (табл. 4.4)

Таблиця 4.4 – Матеріальний баланс карбонізаційної колони (КЛ)

Компонент	Прихід, кг/т соди					Витрата, кг/т соди			
	з розсолон із ПГКЛ-1	з газом 1-го вводу	з газом 2-го вводу	утворюється по реакції	разом	з суспен-зією на фільтри	з газом в ПГКЛ-2	на хімічну реакцію	разом
NaCl	1550	—	—	—	1550,0	423,0	—	1127,0	1550,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	991,6	—	—	269,0	1260,6	198,0	—	1062,6	1260,6
NH ₄ OH	289,4	—	—	—	289,4	—	—	289,4	289,4
NaHCO ₃	—	—	—	1619,0	1619,0	1619,0	—	—	1619,0
NH ₄ HCO ₃	—	—	—	1749,0	1749,0	231,0	—	1518,0	1749,0
NH ₄ Cl	—	—	—	1031,0	1031,0	1031,0	—	—	1031,0
H ₂ O	4243,5	8,15	3,89	98,2	4354,0	4121,5	33,4	199	4354
NH ₃	—	—	—	45,2	45,2	—	45,2	—	45,2
CO ₂	—	279,6	469,4	—	749,0	—	143,0	606	749
N ₂	—	380,4	98,12	—	478,52	—	495,0	—	495,0
Всього	7074,5	668,2	571,4	4811,4	13142,5	7623,5	715,6	4802	13142,0

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 карбонізації амонізованого розсолу на годинну потужність заносяться до таблиці зведеного матеріального балансу (табл. 4.5).

Таблиця 4.5 – Зведений матеріальний баланс стадії карбонізації амонізованого розсолу

Колонна попередньої карбонізації (КЛПК)							
Прихід	кг/т соди	кг/годину	%мас.	Витрата	кг/т соди	кг/годину	%мас.
1	2	3	4	5	6	7	8
1. З розсолом із ЗАР:				1. З амонізованим розсолом у ПГКЛ-1:			
NaCl	1550,0	108240,2	22,4	NaCl	1550,0	108240,2	22,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	580,6	40544,7	8,4	(NH ₄) ₂ CO ₃	849,6	59329,6	12,1
NH ₄ OH	650,5	45426,0	9,4	NH ₄ OH	428,5	29923,2	6,1
H ₂ O	4129,3	288358,9	59,5	H ₂ O	4191,3	292689,9	59,5
домішки	21,6	1508,4	0,3	домішки	21,6	1508,4	0,3
Разом:	6932	484078,2	100,0	Разом:	7041,0	491691,3	100,0
2. З газом вапняних печей:				2. З газом у ПГКЛ-1:			
H ₂ O	2,25	157,1	0,8	H ₂ O	3,2	226,3	1,9
CO ₂	127,0	8868,7	45,6	CO ₂	3,7	258,4	2,3
N ₂	149,0	10405,1	53,6	NH ₃	12,5	875,0	7,4
Разом:	278,25	19430,9	100,0	N ₂	149,0	10405,0	88,4
3. Утворюється від хімічної реакції				Разом:	168,5	11764,7	100,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	269,0	18784,9	77,9	3. На хімічну реакцію:			
H ₂ O	63,77	4453,2	18,5	NH ₄ OH	222,8	15555,9	64,3
NH ₃	12,53	875,0	3,6	CO ₂	123,3	8610,3	35,7

Разом:	345,3	24113,1	100,0	Разом:	346,1	24166,2	100,0
РАЗОМ:	7555,6	527622,2		РАЗОМ:	7555,6	527622,2	
Промивач газу колон (ПГКЛ-1)							
1. З амонізованим розсолом із КЛПК:				1. З розсолом в КЛ:			
NaCl	1550,0	108240,2	22,0	NaCl	1550,0	108240,2	21,8
(NH ₄) ₂ CO ₃	849,6	59329,6	12,1	(NH ₄) ₂ CO ₃	991,6	69245,8	14,0
NH ₄ OH	428,5	29923,2	6,1	NH ₄ OH	289,4	20209,5	4,1
H ₂ O	4191,3	292689,9	59,5	H ₂ O	4243,5	296333,8	59,8
домішки	21,6	1508,4	0,3	домішки	21,6	1508,4	0,3
Разом:	7041,0	491691,3	100,0	Разом:	7096,1	495537,7	100,0
2. З газом із КЛПК:				2. З газом в ПГКЛ-2:			
H ₂ O	3,2	226,3	1,9	H ₂ O	30,4	2122,9	3,7
CO ₂	3,7	258,4	2,3	CO ₂	81,2	5670,4	9,8
NH ₃	12,5	875,0	7,4	NH ₃	75,1	5244,4	9,0
N ₂	149	10405,0	88,4	N ₂	644,0	44972,1	77,5
Разом:	168,5	11764,7	100,0	Разом:	830,7	58009,8	100,0

Продовження табл. 4.5

1	2	3	4	5	6	7	8
3. З газом робочих колон:				3. На хімічну реакцію			
H ₂ O	33,4	2332,4	4,7	NH ₄ OH	139,0	9708,1	68,1
CO ₂	143	9986,0	20,0	CO ₂	65,0	4539,1	31,9
NH ₃	45,2	3156,4	6,2				
N ₂	495	34567,1	69,1				
Разом:	716,6	50041,9	100,0	Разом:	204,0	14247,2	100,0
4. Від хімічної реакції:							
(NH ₄) ₂ CO ₃	142	9916,2	69,4				

H ₂ O	45,2	3156,4	22,1				
NH ₃	17,5	1224,2	8,6				
Разом:	204,7	14296,8	100,0				
РАЗОМ:	8130,8	567794,7		РАЗОМ:	8130,8	567794,7	
Карбонізаційна колона (КЛ)							
1. З розсолом із ПГКЛ-1:				1. З гідрокарбонатною суспензією:			
NaCl	1550,0	108240,2	21,8	NaCl	423,0	29539,1	5,5
(NH ₄) ₂ CO ₃	991,6	69245,8	14,0	(NH ₄) ₂ CO ₃	198,0	13826,8	2,6
NH ₄ OH	289,4	20209,5	4,1	NaHCO ₃	1619,0	113058,7	21,2
H ₂ O	4243,5	296333,8	59,8	NH ₄ HCO ₃	231,0	16131,3	3,1
домішки	21,6	1508,4	0,3	NH ₄ Cl	1031,0	71997,2	13,5
Разом:	7096,1	495537,7	100,0	H ₂ O	4121,5	287814,2	54,1
2. З газом 1-го вводу:				Разом:	7623,5	532367,3	100,0
H ₂ O	8,2	569,1	1,3	2. З газом в ПГКЛ-2:			
CO ₂	279,6	19525,2	41,8	H ₂ O	33,4	2332,4	4,7
N ₂	380,4	26564,2	56,9	NH ₃	45,2	3156,4	6,2
Разом:	668,2	46658,5	100,0	CO ₂	143	9986,0	20,0
3. З газом 2-го вводу:				N ₂	495	34567,0	69,1
H ₂ O	3,89	271,6	0,7	Разом:	716,6	50041,9	100,0
CO ₂	469,4	32779,3	82,1	3. На хімічну реакцію:			
N ₂	98,12	6852,0	17,2	NaCl	1127,0	78701,1	23,5
Разом:	571,41	39902,9	100,0	(NH ₄) ₂ CO ₃	1062,6	47250,9	22,1
4. Утворюється за реакцією:				NH ₄ OH	289,4	20209,5	6,1
(NH ₄) ₂ CO ₃	269,0	18784,9	5,6	NH ₄ HCO ₃	1518,0	106005,6	31,6
NaHCO ₃	1619,0	113058,7	33,6	H ₂ O	199,0	13896,6	4,1
NH ₄ HCO ₃	1749,0	122136,9	36,4	CO ₂	606,0	42318,4	12,6

NH ₄ Cl	1031,0	71997,2	21,4				
H ₂ O	98,2	6857,5	2,1				
NH ₃	45,2	3156,4	0,9				
Разом:	4811,4	335692,0	100,0	Разом:	4802,0	335335,2	100,0
РАЗОМ:	13147,1	917791,1		РАЗОМ:	13142,1	917744,4	
ВСЬОГО:	28833,4	2013208,0		ВСЬОГО:	28827,7	2013161,3	

Нев'язка балансу

$$\frac{(2013208,0 - 2013161,3)}{2013208,0} \cdot 100\% = 0,02\% , \text{ що є припустимим.}$$

4.2 Тепловий баланс стадії карбонізації амонізованого розсолу

4.2.1 Тепловий баланс колони попередньої карбонізації (КЛПК)

Вихідні дані [11]:

- | | |
|--|------|
| 1. Температура розсолу на вході в КЛПК | 41°С |
| 2. Температура розсолу на виході із КЛПК | 41°С |
| 3. Температура газу вапняних печей | 40°С |
| 4. Температура газу на виході із КЛПК | 38°С |

Фізико-хімічні константи:

- | | |
|-----------------------------------|-------------------|
| 1. Теплоємність розсолу (середня) | 3,14 кДж/(кг·°С) |
| 2. Теплоємності газів: | |
| діоксид вуглецю | 0,84 кДж/ (кг·°С) |
| азот | 1,0 кДж/ (кг·°С) |
| аміак | 2,2 кДж/ (кг·°С) |

3. Тепломісткість водяної пари при температурі 40°C 2564,0 кДж/кг
4. Тепломісткість водяної пари при температурі 38°C 2517,0 кДж/кг
5. Теплота реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 948,0 кДж/кг
6. Теплота реакції розкладання NH_4OH 1040,0 кДж/кг

Прихід тепла

1. З амонізованим розсоллом:

$$Q_1 = 484078,2 \cdot 3,14 \cdot 41 = 62320227,5 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом вапняних печей:

- з діоксидом вуглецю

$$Q_2 = 8868,7 \cdot 0,84 \cdot 40 = 297988,3 \text{ кДж/годину;}$$

- з азотом

$$Q_3 = 10405,1 \cdot 1,0 \cdot 40 = 416204,0 \text{ кДж/годину;}$$

- з водяною парою

$$Q_4 = 157,1 \cdot 2564,0 = 402804,4 \text{ кДж/годину.}$$

3. Від реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$Q_5 = 18784,9 \cdot 948 = 17808085,2 \text{ кДж/годину.}$$

Разом прихід тепла: 81245309,4 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З амонізованим розсоллом:

$$Q_6 = 491691,3 \cdot 3,14 \cdot 41 = 63300337,9 \text{ кДж/годину.}$$

2. З парогазовою сумішшю в ПГКЛ-1:

– з діоксидом вуглецю

$$Q_7 = 258,4 \cdot 0,84 \cdot 38 = 8248,1 \text{ кДж/годину;}$$

– з аміаком

$$Q_8 = 875 \cdot 2,2 \cdot 38 = 73150,1 \text{ кДж/годину;}$$

– з азотом

$$Q_9 = 10405 \cdot 1,0 \cdot 38 = 395393,8 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_{10} = 226,3 \cdot 2517 = 569597,1 \text{ кДж/годину.}$$

3. На реакцію розкладання NH_4OH :

$$Q_{11} = 15555,9 \cdot 1040 = 16178136,0 \text{ кДж/годину.}$$

Втрати тепла в навколишнє складають:

$$Q_{12} = 81245309,4 - 80524863,0 = 720446,4 \text{ кДж/годину.}$$

Отримані данні заносяться в таблицю теплового балансу колони попередньої карбонізації (табл. 4.6).

Таблиця 4.6 – Тепловий баланс колони попередньої карбонізації (КЛПК)

Прихід, кДж/годину		Витрата, кДж/годину	
З амонізованим розсоллом	62320227,5	З амонізованим розсоллом	63300337,9
З газом:		З парогазовою сумішшю:	
H ₂ O	402804,4	H ₂ O	569597,1
CO ₂	297988,3	CO ₂	8248,1
N ₂	416204	NH ₃	73150,1
Реакція утворення (NH ₄) ₂ CO ₃	17808085,2	N ₂	395393,8
		Реакція розкладання NH ₄ OH	16178136,0
		Втрати тепла	720446,4
Разом	81245309,4	Разом	81245309,4

4.2.2 Тепловий баланс промивача газу колон (ПГКЛ-1)

Вихідні дані [9]:

1. Температура газу з КЛ на вході в апарат 50°С
2. Температура газу на виході з апарата 41°С
3. Температура розсолу на виході з апарата 40°С

Фізико-хімічні константи:

1. Теплоємність розсолу 3,14 кДж/(кг·°С)
2. Теплоємності газів:

діоксид вуглецю	0,84 кДж/ (кг·°С)
азот	1,0 кДж/ (кг·°С)
аміак	2,2 кДж/ (кг·°С)
3. Теплота реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	948,0 кДж/кг
4. Теплота реакції розкладання NH_4OH	1040 кДж/кг
5. Тепломісткість водяної пари при температурі:	
41°С	2570 кДж/кг
50°С	2586 кДж/кг

Прихід тепла

1. З газом із КЛ:

– з аміаком

$$Q_2 = 3156,4 \cdot 2,2 \cdot 50 = 347204,0 \text{ кДж/годину};$$

– з діоксидом вуглецю

$$Q_3 = 9986 \cdot 0,84 \cdot 50 = 419412,0 \text{ кДж/годину};$$

– з азотом

$$Q_4 = 34567,1 \cdot 1,0 \cdot 50 = 1728355,0 \text{ кДж/годину};$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 2332,4 \cdot 2586 = 6031586,4 \text{ кДж/годину}.$$

2. Від реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$Q_6 = 14296,8 \cdot 948 = 13553366,4 \text{ кДж/годину.}$$

Разом прихід тепла: 86426650,7 кДж/годину.

Витрати тепла

1. З розсолем у КЛ:

$$Q_7 = 495537,7 \cdot 3,14 \cdot 40 = 62239532,1 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом у ПГКЛ-2:

– з аміаком

$$Q_8 = 5244 \cdot 2,2 \cdot 41 = 473044,9 \text{ кДж/годину;}$$

– з діоксидом вуглецю

$$Q_9 = 5670,4 \cdot 0,84 \cdot 41 = 195288,6 \text{ кДж/годину;}$$

– з азотом

$$Q_{10} = 44972,1 \cdot 1,0 \cdot 41 = 1843856,1 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_{11} = 2122,9 \cdot 2570 = 5455853,0 \text{ кДж/годину.}$$

3. На реакцію розкладання NH_4OH :

$$Q_{12} = 14247,2 \cdot 1040,0 = 14817088,0 \text{ кДж/годину.}$$

Втрати в навколишнє середовище:

$$Q_{13} = 86426650,7 - 85024665,7 = 1401985,0 \text{ кДж/годину.}$$

Отримані розрахункові данні заносяться в таблицю теплового балансу промивача газу колони (табл. 4.7)

Таблиця 4.7 – Тепловий баланс промивача газу колони (ПГКЛ-1)

Прихід, кДж/годину		Витрата, кДж/годину	
З розсолом КЛПК	63300337,9	З розсолом у КЛ	62239535,1
З газом із КЛПК	1046389,0	З газом у ПГКЛ-2:	
З газом із КЛ:		NH_3	473044,9
NH_3	347204,0	CO_2	195288,6
CO_2	419412,0	N_2	1843856,1
N_2	1728355,0	H_2O	5455853,0
H_2O	6031586,5	Реакція розкладання NH_4OH	14817088,1
Реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	13553366,4	Втрати тепла	1401985,0
Разом	86426650,8	Разом	86426650,8

4.2.3 Тепловий баланс карбонізаційної колони (КЛ)

Вихідні дані [9]:

1. Температура рідини на виході із КЛ	26°С
2. Температура газу 1-го вводу	40°С
3. Температура газу 2-го вводу	45°С
4. Температура газу на виході із КЛ	50°С
5. Температура охолоджувальної води:	
на вході	25°С
на виході	41°С

Фізико-хімічні константи:

1. Теплоємність розсолу (середня)	3,2 кДж/(кг·°С)
2. Теплоємності газів:	
діоксид вуглецю	0,84 кДж/ (кг·°С)
азот	1,0 кДж/ (кг·°С)
аміак	2,2 кДж/ (кг·°С)
3. Теплота реакції карбонізації $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	196,9 кДж/кг
4. Теплота реакції утворення NaHCO_3	26,0 кДж/кг
5. Теплота реакції розкладання NH_4OH	1040 кДж/кг
6. Тепломісткість водяної пари при температурі:	
45°С	2560,9 кДж/кг
50°С	2586 кДж/кг

Прихід тепла

1. З розсолом із ПГКЛ-1: 62239535,1 кДж/годину.
2. З 1-го вводу:

— з діоксидом вуглецю

$$Q_2 = 19525,2 \cdot 0,84 \cdot 40 = 656046,7 \text{ кДж/годину};$$

— з азотом

$$Q_3 = 26564,2 \cdot 1,0 \cdot 40 = 1062568,0 \text{ кДж/годину};$$

— з водяною парою

$$Q_4 = 569,1 \cdot 40 = 1457408,2 \text{ кДж/годину};$$

3. З газом 2-го вводу:

— з діоксидом вуглецю

$$Q_5 = 32779,3 \cdot 0,84 \cdot 45 = 1239057,5 \text{ кДж/годину};$$

— з азотом

$$Q_6 = 6852 \cdot 1,0 \cdot 45 = 308340,0 \text{ кДж/годину};$$

— з водяною парою

$$Q_7 = 271,6 \cdot 2560,9 = 695540,4 \text{ Дж/годину}.$$

4. Від реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$Q_8 = 18784,9 \cdot 978 = 18371632,2 \text{ Дж/годину}.$$

5. Від реакції карбонізації $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$Q_9 = 122136,9 \cdot 196,9 = 24048755,6 \text{ Дж/годину}.$$

6. Від реакції утворення NaHCO_3 :

$$Q_{10} = 113058,7 \cdot 26 = 2939526,2 \text{ Дж/годину.}$$

7. З охолоджувальною водою:

$$Q_{11} = 6449441,3 \cdot 4,19 \cdot 25 = 68028980,4 \text{ Дж/годину}$$

Разом прихід тепла: 181047390,3 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З гідрокарбонатною суспензією на фільтри:

– з освітленою частиною суспензії

$$Q_{12} = 419308,6 \cdot 3,2 \cdot 26 = 34886475,5 \text{ кДж/годину;}$$

– з твердою фазою

$$Q_{13} = 113058,7 \cdot 0,92 \cdot 26 = 2704364,1 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом у ПГКЛ-1: 8526558 кДж/годину

3. На реакцію розкладання NH_4OH :

$$Q_{14} = 20209,5 \cdot 1040 = 21017880,0 \text{ кДж/годину.}$$

4. З охолоджувальною водою:

$$Q_{15} = 649441,3 \cdot 4,19 \cdot 41 = 111567527,4 \text{ кДж/годину.}$$

Втрати тепла в навколишнє середовище складають:

$$Q_{16} = 181047390,3 - 178702805,0 = 2344585,3 \text{ кДж/годину.}$$

Таблиця 4.8 – Тепловий баланс карбонізаційної колони (КЛ)

Прихід, кДж/годину		Витрата, кДж/годину	
З розсолом із ПГКЛ-1	62239535,1	З гідрокарбонатною суспензією	
З газом 1-го вводу:		з твердою фазою	2704364,1
CO ₂	656046,7	з рідкою фазою	34886475,5
N ₂	1062568,0	З газом у ПГКЛ-1	8526558,0
H ₂ O	1457408,2	Реакція розкладання NH ₄ OH	21017880,0
З газом 2-го вводу:		З охолоджувальною водою	111567527,4
CO ₂	1239057,5	Втрати тепла	2344585,3
N ₂	308340,0		
H ₂ O	695540,4		
Реакції утворення (NH ₄) ₂ CO ₃	18371632,2		
Реакції карбонізації (NH ₄) ₂ CO ₃	24048755,6		
Реакції утворення NaHCO ₃	2939526,2		
З охолоджувальною водою	68028980,4		
Разом	181047390,3	Разом	181047390,3

5 ВИБІР І РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО АПАРАТУ

5.1 Конструкція та принцип дії карбонізаційної колони

Головним апаратом стадії карбонізації амонізованого розсолу є карбонізаційна колона, в якій протікають два паралельних процеси: абсорбція діоксиду вуглецю та кристалізація гідрокарбонату натрію. Карбонізаційна колона представляє собою циліндричний порожнистий апарат, що складається з ряду чавунних бочок, що відрізняються за своєю конструкцією та призначенням.

В верхній частині колони є дві великі порожнисті бочки (поз. 5, 6), які називаються сепараційними. Ці бочки призначені для відділення бризок рідини, захоплюваних газом. Сепараційні бочки постачаються водомірним склом для спостереження за рівнем рідини в колоні. Верхня сепараційна бочка закрита кришкою (поз. 7), на якій є штуцери для виходу вуглекислого газу (штуцер Г) і встановлення запобіжного клапану (штуцер Ж), призначеного для виключення надмірного підвищення тиску при виході газу з колони.

Під сепараційними бочками встановлені абсорбційні бочки (поз. 4) в кількості 16 шт. висотою 0,8 м кожна. В верхній абсорбційній бочці є штуцер для вводу амонізованого розсолу (штуцер Б). Абсорбційні бочки відділенні одна від одної і від нижньої сепараційної бочки барботажними тарілками (поз. 10), призначеними для розподілення газового потоку в об'ємі рідини і забезпечення великої поверхні контакту рідини і газу.

В нижній частині колони встановлено 8 холодильних бочок (поз. 2) висотою 1,5 м кожна, призначених для охолодження амонізованого розсолу, що карбонізується, та одночасного до насичення його вуглекислим газом. Холодильні бочки розділені між собою барботажними тарілками (поз. 9) такої ж конструкції, як і тарілки, встановлені між абсорбційними бочками.

В нижній частині карбонізаційної колони встановлена бочка-база (поз. 1). В днище бочки-бази є штуцер для виходу суспензії гідрокарбонату натрію (штуцер Д). В верхній частині бочки-бази є штуцер (штуцер А), через який подається газ I-го вводу – суміш газу кальцинації, газу з промивача газу абсорбції і газу вапняно-випалювальних печей, що містить 75%об. CO₂. Газ II-го вводу – газ вапняно-випалювальних печей, що містить 32%об. CO₂, поступає в карбонізаційну колону через штуцер, розташований в першій абсорбційній бочці над зоною охолодження.

Бочки карбонізаційної колони, барботажні тарілки і кришку виготовляють із чавуну марки СЧ 18-36, а холодильні трубки – з нержавіючої сталі 12Х18Н10Т [2].

5.2 Конструктивний розрахунок карбонізаційної колони

Для розрахунку приймаємо типову карбонізаційну колону продуктивністю 250 т/добу.

Об'єм абсорбційної зони розраховується за формулою [1]:

$$V_{\text{абс.}} = \frac{\tau_{\text{знах.}} \cdot V_{\text{кол.}}^{\text{роз.}}}{1,07 \cdot 10^{-2} \cdot n}, \quad (22)$$

де $\tau_{\text{знах.}} = 2600$ – час знаходження амонізованого розсолу в абсорбційній частині колони, с;

$V_{\text{кол.}}^{\text{роз.}} = 0,025$ – витрата амонізованого розсолу в колону, м³/с;

$n = 70$ – коефіцієнт заповнення амонізованим розсолом абсорбційної частини колони з перехреснотечійними контактними елементами, %.

Отже

$$V_{\text{абс.}} = \frac{2600 \cdot 0,025}{1,07 \cdot 10^{-2} \cdot 70} = 86,6 \text{ м}^3.$$

Зі співвідношення

$$V_{\text{абс.}} = 0,785 \cdot H_{\text{абс.}} \cdot D_{\text{абс.}}^2 \quad (23)$$

одержуємо

$$H_{\text{абс.}} \cdot D_{\text{абс.}}^2 = 110,6 \text{ м}^3.$$

Приймаємо $D_{\text{абс.}} = 3 \text{ м}$ (габарити, прийняті для діючих колон), тоді:

$$H_{\text{абс.}} = \frac{110,6}{3^2} = 12,3 \text{ м.}$$

На цій висоті абсорбційної частини неможливо встановити ціле число перехреснотечійних контактних елементів, тому при конструюванні приймаємо $H_{\text{абс.}} = 12,8 \text{ м}$, що дозволяє встановити 16 абсорбційних царг, висотою 0,8 м. До складу абсорбційної частини входить також перехідна царга висотою 0,8 м.

Для розрахунку холодильної частини карбонізаційної колони визначимо площу поверхні теплопередачі, необхідну для здійснення процесу карбонізації [1]:

$$F_{\text{кл.}} = \frac{Q_{\text{хол.}} \cdot V_{\text{год.}}}{3,6 \Delta t \cdot K_{\text{кл.}}}, \quad (24)$$

де $Q_{\text{хол.}} = 1395074,2$ – тепло, що відводиться охолоджувальною водою

в холодильній зоні карбонізаційної колони, кДж/т соди;

$V_{\text{год.}} = 10,4$ – годинна продуктивність карбонізаційної колони, т/годину;

$K_{\text{кл.}} = 174$ – коефіцієнт теплопередачі холодильників карбонізаційних колон, Вт/(м² · °С);

Δt – середня логарифмічна різниця температур, °С,

$$\Delta t = \frac{(t_c^{\text{вх.}} - t_B^{\text{вих.}}) - (t_c - t_B)}{2,3 \lg \frac{(t_c^{\text{вх.}} - t_B^{\text{вих.}})}{(t_c - t_B)}}, \quad (25)$$

де $t_c^{\text{вх.}} = 60$ – температура суспензії, що поступає у холодильну зону карбонізаційної колони, °С;

$t_B^{\text{вих.}} = 45$ – температура води, що виходить із холодильної зони карбонізаційної колони, °С;

$t_c = 28$ – температура суспензії, що виходить із холодильної зони карбонізаційної колони, °С;

$t_b = 25$ – температура води, що входить у холодильну зону карбонізаційної колони, °С.

$$\Delta t = \frac{(60 - 45) - (30 - 25)}{2,3 \lg \frac{(60 - 45)}{(30 - 25)}} = 12,3 \text{ } ^\circ\text{Ñ}.$$

Тоді

$$F_{\text{кл.}} = \frac{1395074,2 \cdot 10,4}{3,6 \cdot 12,3 \cdot 174} = 1883 \text{ м}^2.$$

Визначимо кількість холодильних царг, якщо площа поверхні теплопередачі труб в одній холодильній царзі становить 250 м^2 .

$$n = \frac{1883}{250} = 7,5 \text{ шт.}$$

Приймаємо 8 холодильних царг, висотою 1,5 м кожна, тоді висота холодильної частини колони повинна становити:

$$H_{\text{хол.}} = 8 \cdot 1,5 = 12 \text{ м}$$

Визначимо співвідношення висот:

$$\frac{H_{\text{абс.}}}{H_{\text{хол.}}} = \frac{12,8}{12} = 1,1,$$

що задовольняє оптимальним вимогам для одержання гідрокарбонату натрію високої якості. Крім холодильної і абсорбційної частин колона комплектується царгою-базою, сепараційним царгами і кришками, загальна висота яких – 4 м. Загальна висота колони становить:

$$H = H_{\text{абс.}} + H_{\text{хол.}} + H = 13,6 + 12 + 4 = 29,6 \text{ м.}$$

До установки в проектованому виробництві приймається карбонізаційна колона з перехреснотечійними контактними елементами діаметром 3 м і загальною висотою 29,6 м.

5.3 Механічний розрахунок карбонізаційної колони

Виконаємо розрахунок товщини циліндричної обичайки абсорбційної частини карбонізаційної колони.

Апарат працює під внутрішнім надлишковим тиском 0,32 МПа. Матеріал обичайки – чавун марки СЧ18-36.

Внутрішній діаметр обичайки абсорбційної частини колони – 3 м, висота абсорбційної частини – 12,8 м.

Густина амонізованого розсолу – 1202 кг/ м³.

Оскільки робочий тиск в апараті відповідає умові 0,3 МПа < P_{раб} < 6,0 МПа, то тиск в апараті під час дії запобіжного клапану розраховується за формулою [12]:

$$P_k = 1,15 \cdot P_{\text{раб}}, \quad (26)$$

$$P_k = 1,15 \cdot 0,32 = 0,368 \text{ МПа.}$$

Оскільки $P_{\text{раб}} \leq 6,0 \text{ МПа}$, то розрахунковий тиск без урахування гідростатичного тиску визначається за рівнянням [12]:

$$P_p = 0,9 \cdot P_k, \quad (27)$$

$$P_p = 0,9 \cdot 0,368 = 0,331 \text{ МПа.}$$

Гідростатичний тиск, що діє в обичайці абсорбційної частини колони розраховується за формулою [12]:

$$P_r = \rho \cdot g \cdot H \cdot 10^{-6}, \quad (28)$$

$$P_r = 1202 \cdot 9,81 \cdot 12,8 \cdot 10^{-6} = 0,151 \text{ МПа.}$$

Т. к. $P_r = 0,151 \text{ МПа} \geq 0,05P_{\text{раб}} = 0,05 \cdot 0,32 = 0,016 \text{ МПа}$, то розрахунковий тиск з урахуванням гідростатичного тиску визначається з виразу [12]:

$$P = P_p + P_r, \quad (29)$$

$$P = 0,331 + 0,151 = 0,482 \text{ МПа} \approx 0,48 \text{ МПа.}$$

Розрахункова товщина обичайки абсорбційної частини карбонізаційної частини колони визначається за формулою [12]:

$$S_p = \frac{D \cdot P}{2[\sigma] \cdot \varphi_p - P}, \quad (30)$$

де $[\sigma]$ – допустиме напруження для чавуна СЧ18-36, МПа;

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

Допустиме напруження розраховується за формулою [12]:

$$[\sigma] = \frac{\sigma_B}{n_B}, \quad (31)$$

де $\sigma_B = 180$ – тимчасовий опір (межа міцності), МПа;

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

$$[\sigma] = \frac{180}{2,4} = 75 \text{ МПа.}$$

$$S_p = \frac{3000 \cdot 0,48}{2 \cdot 75 \cdot 0,9 - 0,48} = 10,7 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки обичайки визначається за виразом [12]:

$$S \geq S_p + C, \quad (32)$$

де C – прибавка до розрахункової товщини обичайки, мм.

Прибавка до розрахункової товщини обичайки визначається за формулою [12]:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (33)$$

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.

$$C = 1 + 1 = 2 \text{ мм.}$$

$$S \geq 10,7 + 2 = 12,7 \text{ мм.}$$

Приймаємо значення стандартної товщини листового прокату 14 мм.

Допустимий тиск в обичайці абсорбційної частини карбонізаційної частини визначаємо за формулою [12]:

$$[P] = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)}, \quad (34)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 75 \cdot 0,9 \cdot (14 - 2)}{3000 + (14 - 2)} = 0,54 \text{ МПа.}$$

Умова міцності

$$P = 0,32 \text{ МПа} < [P] = 0,54 \text{ МПа}$$

виконується.

Перевіряємо умову застосування розрахункових формул [12]:

$$\frac{S-C}{D} < 0,1 \quad (35)$$

$$\frac{14-2}{3000} = 0,004 < 0,1.$$

Умова виконується.

6 ВИБІР ОСНОВНОГО ТА ДОПОМІЖНОГО ОБЛАДНАННЯ

Вибір основного та допоміжного обладнання стадії карбонізації амонізованого розсолу виробництва кальцинованої соди аміачним способом наведений в табл. 6.1 [1- 3, 7].

Таблиця 6.1 – Перелік основного та допоміжного обладнання стадії карбонізації амонізованого розсолу

Позначення апарата	Найменування обладнання	Призначення і коротка характеристика	Матеріал
1	2	3	4
поз.16	Збірник амонізованого розсолу (ЗАР)	Призначений для зберігання амонізованого розсолу. Місткість – 340 м ³	Сталь 1X18H19T
поз.17	Колона попередньої карбонізації (КЛПК)	Призначена для попередньої карбонізації амонізованого розсолу. Представляє собою циліндричну порожнисту колону, що складається з ряду бочок діаметром 3 м, висота апарату –29,6 м. Має 16 абсорбційних бочок висотою 0,8 м кожна та 8 холодильних бочок висотою 0,8 м кожна. Холодильні трубки виконані зі сталі 12X18H10T. Поверхня теплообміну – 1883 м ² ,	Чавун СЧ 18-36

поз.18	Перший промивач газу колон (ПГКЛ-1)	Призначений для промивання газу після карбонізаційної колони з метою виділення з нього діоксиду вуглецю. Представляє собою циліндричну порожнисту колону, що складається з ряду бочок діаметром 2,8 м, висота апарату – 17,8 м. Центральна частина заповнена насадкою – керамічними кільцями 150×150 мм, розташованою на колосникових решітках. Висота насадки 17 м.	Чавун СЧ 18-36
на схемі не вказаний	Турбокомпресор	Призначений для подачі вуглекислого газу в карбонізаційні колони. Потужність – 3340 кВт, число обертів роторів – 5600 об/хв., продуктивність – 9000 м ³ /годину	Сталь 1Х18Н19Т

7 КОНТРОЛЬ РОБОТИ, НОРМИ ТА ПРАВИЛА ОБСЛУГОВУВАННЯ ОСНОВНОГО АПАРАТУ

7.1 Норми та правила обслуговування карбонізаційної колони

Надійна робота карбонізаційної колони можлива тільки при дотриманні всіх показників технологічного режиму, наведених в табл. 7.1.

Таблиця 7.1 – Показники і норми технологічного режиму роботи карбонізаційної колони

Матеріальний потік	Показник	Норма
Рідина, що поступає в колону з ПГКЛ-1	Концентрація	65-70 н.д.
	Температура	41-44°С
Газ I-го вводу	Концентрація CO ₂	75%об.
Газ II-го вводу	Концентрація CO ₂	32%об.
Газ, що виходить із колони	Концентрація CO ₂	10-12%об.
	Температура	48-52°С

Рідина, що виходить з колони	Концентрація Cl^- Прямий титр Зв'язаний аміак Температура	не менше 94 н.д. 22-25 н.д. не менше 69 н.д. не вище 30°C
Рідина, що карбонізується	Температура всередині абсорбційної зони	не нижче 30°C

При використанні карбонізаційної колони в якості осаджувальної частина утвореного гідрокарбонату натрію осідає на її внутрішній поверхні. Вільні перетини колони для проходження рідини та газу поступово звужуються. Якщо не вживати заходів для видалення накопиченого осаду, то вільні проходи звужуються настільки, що через них зможе проходити тільки газ; вихід

рідини з колони припиниться і в мірники почне надходити газ. Такий стан карбонізаційної колони називається «підвисанням». При заростанні вільного об'єму колони гідрокарбонатом натрію кількість рідини в ній зменшується, а її прогазованість зростає. Тому ознакою підвисання є падіння тиску газу на вході в колону. Підвисанню колони сприяє різке охолодження суспензії в верхніх холодильних бочках в літню пору, що супроводжується рясним випаданням гідрокарбонату, а також тимчасове припинення подачі газу в колону і осідання скаламученого в рідині гідрокарбонату. Часті підвисання можуть бути наслідком невдалої конструкції колони: плоскі барботажні тарілки, мала відстань між холодильними трубками.

Для запобігання підвисання осаджувальні колони періодично переключаються на роботу в якості колони попередньої карбонізації (КЛПК). Амонізований розсіл, що подається в КЛПК, розчиняє утворений гідрокарбонат натрію. Для видалення осаду гідрокарбонату натрію досить 12-16 годин роботи карбонізаційної колони в якості КЛПК.

Внаслідок розчинення гідрокарбонату натрію при промиванні колони вміст загальної лужності (прямий титр) в рідині, що виходить з КЛПК, спочатку перевищує вміст в ній аміаку. До кінця промивання вміст загальної лужності дорівнює вмісту аміаку, що вказує на відсутність соди в рідині.

При роботі карбонізаційної колони в якості КЛПК спостерігається посилення корозії холодильних трубок. Посилення корозії викликано присутністю кисню в газі вапняних печей, що подається в КЛПК. Особливо до інтенсивної корозії схильні холодильні трубки в нижніх холодильних бочках. Для зменшення корозії холодильних трубок рекомендується протягом 12-14 годин після початку промивання подавати газ вапняних печей через II-ий ввід, а протягом решти 2-4 години – через I-ий ввід. При такому методі промивання на нижніх трубках зберігається плівка гідрокарбонату натрію, що захищає їх від корозії. Якщо в холодильних бочках встановлені трубки з

нержавіючої сталі, то газ можна подавати через I-ий ввід протягом всього періоду роботи карбонізаційної колони в якості КЛПК.

Кількість осаджувальних колон, які працюють спільно з однією колоною попередньої карбонізації, встановлюється наступним чином. Якщо, наприклад, тривалість промивання повинна бути не менше 16 годин, а колона працює в якості осаджувальної 70 годин, то на одну промивну колону слід мати 4 осаджувальні колони. При перемиканні колон необхідно виконати наступні операції:

1. Припинити подачу амонізованого розсолу в колону, яка працювала в якості КЛПК, і продовжувати відбір рідини з неї протягом деякого часу для зниження рівня рідини в колоні. Після припинення відбору рідини з промитої колони перший промивач газу колон живиться амонізованим розсолом.
2. Направити газ, що надходить в колону, яка працює в якості КЛПК, в колону, яка переводиться на промивку, а газ, що направляється в осаджувальну колону, – в промиту колону.
3. Припинити подачу охолоджуючої води в холодильники колони, що включається на промивання; відбирати суспензію з цієї колони в мірники до тих пір, поки її температура не досягне 50°C.
4. Включити подачу амонізованого розсолу в нову промивну колону, а рідину з неї подавати в перший промивач газу колон.

На цьому перемикання колони закінчується, але режим роботи нової осаджувальної колони ще значно відрізняється від нормального. Вирівнювання режиму роботи колон здійснюють наступним чином:

1. Після перемикання газу починають потроху відбирати рідину з нової осаджувальної колони в мірники, поступово збільшуючи відбір до 150% від нормального; після розігріву середини колони до 55°C відбір з колони

знижують до нормального. Одночасно підвищують рівень рідини в колоні до норми.

2. Коли температура в середній частині колони досягне 55°C, охолоджуючу воду поступово починають подавати в холодники.

Перемикання колон і вирівнювання режиму роботи нової осаджувальної колони зазвичай триває 3-4 години і пов'язане з тимчасовим зниженням виробітку і погіршенням якості кристалів гідрокарбонату натрію. В результаті збільшуються втрати гідрокарбонату при фільтрації; в ряді випадків виходить гідрокарбонат з неприпустимо високим вмістом іона хлору.

Більш раціональний метод перемикання колон зводиться до перекачування рідини з промитої колони в робочі колони і переведення рідини з колишньої осаджувальної колони в спорожнену промиту колону. Тривалість перемикання і вирівнювання режиму роботи колони за цим методом складає близько 1,5 години, якість кристалів гідрокарбонату натрію погіршується незначно.

Колона попередньої карбонізації, крім відмивання осаду гідрокарбонату, призначена також для часткового насичення рідини вуглекислим газом до концентрації 55-60 н. д. Внаслідок високого вмісту вільного аміаку в рідині, що знаходиться в колоні предкарбонізації, швидкість цього процесу досить висока. Для запобігання значному виносу аміаку з КЛПК амонізований розсіл повинен мати температуру не вище 32°C [7].

7.2 Контроль і автоматизація стадії карбонізації амонізованого розсолу

Стадія карбонізації амонізованого розсолу є найважливішою в виробництві кальцинованої соди та її робота багато в чому визначає техніко-

економічні показники виробництва в цілому. Вихідною сировиною є амонізований розсіл і вуглекислий газ. Процес є безперервним, що поліпшує техніко-економічні показники виробництва. Практично якість проведення процесу одержання гідрокарбонату натрію характеризується трьома показниками: повнотою використання натрію; повнотою використання діоксиду вуглецю; гранулометричним складом кристалів гідрокарбонату натрію.

Для забезпечення цих показників повинна дотримуватися відповідність між кількістю вуглекислого газу і амонізованого розсолу, що надходять у карбонізаційну колону. Тому необхідна стабілізація рівня в карбонізаційній колоні та постійна витрата вуглекислого газу при постійній концентрації. При підтримуванні в колоні постійного рівня рідини, кількість розсолу, що надходить на карбонізацію, буде відповідати кількості суспензії, що відбирається із колони.

Таким чином, система контролю та автоматизації процесу карбонізації амонізованого розсолу забезпечить гарну якість кристалів гідрокарбонату натрію, що гарантує мінімальні втрати на фільтрах і високоякісну переробку його в паровому кальцина торі [1].

Керуючись нормами технологічного режиму стадії карбонізації амонізованого розсолу, для підтримування співвідношення кількості амонізованого розсолу та вуглекислого газу, а також температурного режиму по висоті колони, необхідні контроль і автоматичне регулювання наступних технологічних показників:

1. контроль рідини на виході з карбонізаційної колони (не вище 30°C) і КЛПК (40-44°C);
2. контроль і регулювання охолоджувальної води на виході із КЛ (35- 45°C);

3. контроль температури в зоні зав'язування кристалів NaHCO_3 (63-65°C) і газу на виході із КЛ (48-52°C);
4. контроль і регулювання рівня в КЛПК і КЛ;
5. автоматичний відбір суспензії із КЛ за різницею температур в 16^й і 24^й бочках КЛ;
6. витрата і регулювання газу CO_2 в КЛ: I-й ввід (0 – 3200 м³/годину), II-й ввід (0 – 5000 м³/годину);
7. витрата і регулювання CO_2 в КЛПК (0 – 6300 м³/годину);
8. концентрація CO_2 в газі I-го і II-го ввідів: I-й ввід (0 – 100%об. CO_2), II-й ввід (0 – 40% об. CO_2);
9. контроль і регулювання тиску газу перед ПГКЛ-1 (0 – 1 кгс/см²).

Для вимірювання температури рідини і газу з КЛ, КЛПК і ПГКЛ-1 встановлюються термометри опору безпосередньо в трубопроводах цих потоків, у безпосередній близькості від вищевказаних апаратів. Для вимірювання температури в зоні зав'язування кристалів NaHCO_3 встановлюється термометр опору в 16-ту бочку КЛ у спеціальному чохлах зі сталі Х18Н10Т.

Добірні точки для вимірювання рівнів у ПГКЛ-1, КЛПК і КЛ встановлюються на спеціальних фланцевих заглушках, які розташовані в бочках цих апаратів. Оскільки добірні точки можуть забиватися кристалами NaHCO_3 , що знаходяться у рідині, то передбачене їх промивання водою. Дифманометр встановлюється за місцем.

Для вимірювання витрати газів на КЛПК і КЛ застосовується метод змінного перепаду тиску, для чого і на трубопроводах встановлюються стандартні звужуючі пристрою. Дифманометр встановлюється за місцем і вище звужуючого пристрою, оскільки в газі присутня волога і при цій схемі її конденсат стікає назад у трубопровід.

Добірні пристрої для аналізу CO₂ і для вимірювання тиску газу встановлюються на колекторах I-го і II-го введів у місцях, доступних для обслуговування. Для регулювання потоків рідин і газів на трубопроводах установлюються дросельні заслінки [2].

Для забезпечення норм технологічного режиму стадії одержання гідрокарбонату натрію необхідне точне вимірювання технічних параметрів з відхиленнями від норми до $\pm 1\%$, а також забезпечення безперервності контролю і регулювання цих параметрів. На сьогоднішній день у системі автоматичного контролю і регулювання застосовуються вироби державної системи промислових приладів та засобів автоматизації (ГСП) електричної і пневматичної гілки.

Прилади пневматичної гілки ГСП більш дешеві в порівнянні із приладами електричної гілки, але менш надійні і вимагають спеціальної підготовки живильного повітря. Повітря повинне бути сухим, чистим і мати стабільний тиск. Прилади пневматичної гілки мають більш низький клас точності і обмеження передачі показань на відстань.

Засоби вимірювання електричної гілки ГСП мають високу точність вимірювання (клас 0,5), високу швидкодію (2,5 с), не вимагають спеціальної підготовки системи живлення, забезпечують передачу інформації на велику відстань від місця вимірювання. Виходячи з аналізу засобів вимірювання електричної і пневматичної гілок ГСП для даного проекту, приймаються прилади контролю і регулювання електричної гілки ГСП.

Для цього вибираються:

- для вимірювання температур рідин і газів: термометри опору ТСМ-5071 гр. 50М з межами вимірювання (-50) – (+150)°С; вторинні прилади типу ХСМ2, клас 0,5, шкала 0 – 100°С;

- для вимірювання витрат газів і рідин, тиску, рівнів рідин в апаратах: первинні прилади (датчики) типу ДМ3583М, що працюють за системою диференційно-трансформаторної передачі показань; вторинні показувальні і самописні прилади типу КСД-2, шкали для цих приладів вибираються, виходячи з норм технологічного регламенту;
- для систем автоматичного регулювання параметрів: регулюючі прилади типу Р251.1 і електричні виконавчі механізми типу МЕОК 25/100 [17].

Амонізований розсіл зі стадії абсорбції АБ-2 надходить у збірник ЗАР. Для контролю наявності рідини в збірнику передбачена схема вимірювання рівня (поз. 1). Тиск стовпа рідини сприймається дифманометром типу ДМ3858 (поз. 1-1), встановленим за місцем, перетворюється в електричний сигнал і передається на вторинний показувальний і самописний прилад типу КСД-2-001 (поз. 1-2), розташований на щиті. Зі збірника ЗАР амонізований розсіл надходить на КЛПК.

Для контролю витрати амонізованого розсолу на трубопроводі встановлений стандартний звужуючий пристрій ДК6-200 (поз. 2-1). На звужуючому пристрої утворюється перепад тиску – до і після пристрою, що залежить від величини витрати рідини, яка проходить через нього. Цей перепад тиску вимірюється дифманометром типу ДМ3585М (поз. 2-2), перетворюється в електричний сигнал і по лінії зв'язку передається на вторинний прилад типу КСД-2-002 (поз. 2-3), що встановлений на щиті.

Для вимірювання і регулювання рівня в КЛПК передбачена схема (поз. 3). Тиск, створюваний стовпом рідини в КЛПК, вимірюється дифманометром типу ДМ3583М (поз. 3-1), перетворюється в електричний сигнал і через лінію зв'язку передається на вторинний показувальний і самописний прилад типу КСД-2-045 (поз. 3-2), що має додатковий пристрій для зв'язку з електронним регулюючим приладом Р251.1 (поз. 3-3), який порівнює величини рівня рідини в КЛПК із попередньо заданою величиною. При

неузгодженості заданої величини і вимірюваного рівня на виході регулятора з'являється сигнал, що надходить на реверсивний магнітний пускач ПМРТ (поз. 3-4). Останній видає сигнал для відпрацьовування виконавчого механізму МЕОК 25/100 (поз. 3-5), який обертаючи дросельну заслінку, змінює витрату амонізованого розсолу в КЛПК.

Аналогічно працює система вимірювання і регулювання рівнів в: ПГКЛ-1 (поз. 7-1, 7-2, 7-3, 7-4, 7-5) і КЛ (поз. 10-1, 10-2, 10-3, 10-4, 10-5).

Витрата газу CO_2 і його регулювання на КЛПК здійснюється за допомогою вимірювання перепаду тиску на звужуючому пристрої ДК6-250 (поз. 4-1), що вимірюється мембранним дифманометром ДМ3585М (поз. 4-2), перетворюється в електричний сигнал і через лінію зв'язку передається на вторинний показувальний і самописний прилад типу КСД-2-046 (поз. 4-3), що має додатковий пристрій для зв'язку з регулюючим приладом Р251.1 (поз. 4-4). Останній видає сигнал на реверсивний магнітний пускач ПМРТ-69 (поз. 4-5) для відпрацьовування виконавчого механізму МЕОК 25/100 (поз. 4-6), який обертаючи дросельну заслінку, змінює витрату газу на КЛПК.

Аналогічно працює система вимірювання і регулювання витрати газу КЛ I-го і II-го введів: (поз. 14-1, 14-2, 14-3, 14-4, 14-5, 15-6) і (поз. 15-1, 15-2, 15-3, 15-4, 15-5, 15-6).

Вимірювання температури газу і рідини після КЛПК здійснюється термометрами опору ТСМ-5071 (поз. 5-1 і 5-2), установленими безпосередньо в трубопроводі відхідних газів і рідини. При зміні температури газу або рідини змінюються електричні опори чутливих елементів термометрів, ці зміни вловлюють вторинні показувальні і самописні прилади типу КСМ-2-018 (поз. 5-3), що перетворюють ці зміни в показання температури контрольованого середовища.

Аналогічно працюють схеми вимірювання температур в апаратах: ПГКЛ-1 (поз. 9-1, 9-2) і КЛ (поз. 11-1, 11-2, 11-3, 11-4).

Одним з показників роботи ПГКЛ-1 є тиск газу перед ПГКЛ-1. Тиск газу вимірюється мембранним дифманометром ДМ3585М (поз. 6-1), перетворюється в електричний сигнал і через лінію зв'язку передається на вторинний показувальний і самописний прилад типу КСД-2-045 (поз. 6-2), що має додатковий пристрій для зв'язку з регулюючим приладом Р25.1.1 (поз. 6-3). Останній видає електричний сигнал на реверсивний магнітний пускач ПМРТ (поз. 6-4) для відпрацьовування виконавчого механізму МЕОК 25/100 (поз. 6-5), який обертаючи дросельну заслінку, змінює тиск газу перед ПГКЛ-1.

Аналогічно працюють схеми вимірювання тиску газу в апаратах: ПГКЛ-1 (поз. 8-1, 8-2) і КЛ (поз. 16-1, 16-2, 17-1, 17-2).

Різниця температур в 16^й і 24^й бочках КЛ вимірюється термометрами опору ТСМ-5071 (поз. 12-1 і 12-2). Електричний сигнал від цих термометрів надходить на вторинний прилад КСМ-2-049 (поз. 12-3), що призначений для вимірювання різниці температур. При зміні температури в одній з бочок з'являється електричний сигнал, що по лінії зв'язку надходить на цей вторинний прилад. Додатковий пристрій приладу видає сигнал на регулюючий прилад Р25.1.1 (поз. 12-4). Останній видає електричний сигнал на реверсивний магнітний пускач ПМРТ (поз. 12-5) для відпрацьовування виконавчого механізму МЕОК 25/100, який обертаючи дросельну заслінку на лінії рідини із КЛ, змінює витрату рідини таким чином, щоб температури прийшли у відповідність заданому співвідношенню.

Для вимірювання концентрації газу CO₂ відбір газу здійснюється в колекторах газу I-го і II-го введів. Газ надходить у прийомний пристрій газоаналізатора ТП-2220 (поз. 18-1 і 19-1), що аналізує його і видає електричний сигнал по лінії зв'язку на вторинний прилад типу КСМ-2-024 (поз. 18-2 і 19-2), який показує і реєструє значення концентрації CO₂.

В табл. 7.2 наведена відомість приладів і засобів автоматизації стадії карбонізації амонізованого розсолу.

Таблиця 7.2 – Відомість приладів і засобів автоматизації стадії карбонізації амонізованого розсолу

Номер позиції	Найменування параметра	Граничне значення параметра	Місце установки	Найменування і характеристика	Тип, модель
1	2	3	4	5	6
1-1	Рівень у ЗАР	4 м	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 100$ кПа	ДМ-3583М
1-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-4 м	КСД-2-001

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
2-1	Витрата амонізованого розсолу на КЛПК	200 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДК6-250
2-2			За місцем	Діафрагма мембранна, $\Delta P = 25$ кПа	ДМ-3583М
2-3			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1 0-200 м ³ /годину	КСД-2-002
3-1	Рівень рідини в КЛПК	4 м	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 63$ кПа	ДМ-3583М
3-2			На щиті	Вторинний показувальний і	КСД-2-045

				самописний прилад Кл.1. 0-4 м	
4-1	Витрата газу на КЛПК	6300 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДК6-250
4-2			За місцем	Дифманометр мембранний, Δ P = 40 кПа	ДМ-3583М
4-3			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-6300 м ³ /годину	КСД-2-046
4-4			На щиті	Прилад електронний регулюючий	P25.1.1
4-5			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
4-6			За місцем	Електричний виконавчий механізм	МЕОК-25/100
5-1 5-2	Температура газу і рідини КЛПК	40°C	За місцем	Термометр опору гр – 50М, L – 160 мм	ТСМ-5071
5-3			На щиті	Міст електронний автоматичний	КСМ-2-018

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
6-1	Тиск газу перед ПГКЛ-1	10 ⁵ МПа	За місцем	Дифманометр мембранний, Δ P = 100 кПа	ДМ-3583М
6-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-1 кгс/см ²	КСД-2-045
6-3			На щиті	Прилад електронний регулюючий	P25.1.1
6-4			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1

7-1	Рівень рідини в ПГКЛ-1	4 м	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 63$ кПа	ДМ-3583М
7-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-4 м	КСД-2-045
7-3			На щиті	Прилад електронний регулюючий	P25.1.1
7-4			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
7-5			За місцем	Електричний виконавчий механізм	МЕОК-25/100
8-1	Тиск газу після ПГКЛ-1	$0,63 \cdot 10^5$ МПа	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 63$ кПа	ДМ-3583М
8-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-1 кгс/см ²	КСД-2-045
9-1	Температура газу і рідини із ПГКЛ-1	40°C	За місцем	Термометр опору, гр – 50М, L – 200 мм	ТСМ-5071
9-2					
9-3			На щиті	Міст електронний автоматичний	КСМ-2-018

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
10-1	Рівень рідини в КЛ	4 м	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 63$ кПа	ДМ-3583М
10-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-4 м	КСД-2-045
10-3			На щиті	Прилад електронний регулюючий	P25.1.1

10-4			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
11-1 11-2	Температура газу із КЛ	50°C	За місцем	Термометр опору гр - 50М, L – 200 мм	ТСМ-5071
11-3	Температура 16-ої бочки КЛ		За місцем	Термометр опору гр - 50М, L – 500 мм	ТСМ-5071
11-4	Температура води і рідини із КЛ		На щиті	Міст електронний автоматичний	КСМ-2-018
11-5	– // –				
12-1	Різниця температур КЛ	(-10)–(+10) °С	За місцем	Термометр опору гр – 50М, L – 500 мм	ТСМ-5071
12-2			На щиті	Міст електронний автоматичний	КСМ-2-049
12-3			На щиті	Прилад електронний регулюючий	Р25.1.1
12-4			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
12-5			За місцем	Електричний виконавчий механізм	МЕОК-25/100-1
13-1	Температура води із КЛ	41°C	За місцем	Термометр опору гр – 50М, L – 160 мм	ТСМ-5071
13-2			На щиті	Міст електронний автоматичний	КСМ-2-049

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
13-3			На щиті	Прилад електронний регулюючий	Р25.1.1
13-4			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
13-5			За місцем	Електричний виконавчий механізм	МЕОК-25/100-1
14-1	Витрата газу на КЛ, II ^й ввід	4000 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДК6-250

14-2			За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 40$ кПа	ДМ-3583М
15-1	Витрата газу на КЛ, I ^й ввід	2500 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна	ДК6-200
15-2			За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 25$ кПа	ДМ-3583М
15-3			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-3200 м ³ /годину	КСД-2-046
15-4			На щиті	Прилад електронний регулюючий	P25.1.1
15-5			За місцем	Пускач магнітний реверсивний	ПМРТ-69-1
15-6			За місцем	Електричний виконавчий механізм	МЕОК-25/100-1
16-1	Тиск газу в колекторі I-го і II-го ввідів	2,8 кгс/см ²	За місцем	Дифманометр мембранний, $\Delta P = 63$ кПа	ДМ-3583М
17-1		3,2 кгс/см ²	На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-4 кгс/см ²	КСД-2-001
16-2		2,8 кгс/см ²			
17-2		3,2 кгс/см ²			
18-1	Аналіз газу I-го вводу	75%об. CO ₂	За місцем	Газоаналізатор КЛ ± 2.5	ТП 2220
18-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-100%об. CO ₂	КСМ-2-024

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
19-1	Аналіз газу II-го вводу	32%об. CO ₂	За місцем	Газоаналізатор КЛ ± 2.5	ТП 2220
19-2			На щиті	Вторинний показувальний і самописний прилад Кл.1. 0-40%об. CO ₂	КСМ-2-024

8 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ І ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

Охорона навколишнього природного середовища – складова частина раціонального природокористування. Обов'язкова умова охорони навколишнього природного середовища – належна експлуатація природних об'єктів. Охорона навколишнього природного середовища спрямована на забезпечення захисту численних компонентів природи, що перебувають у нерозривному зв'язку і взаємозалежності.

Принципові положення екологічної стратегії держави закріплені в Конституції України. Центральне місце серед екологічних норм Конституції займає ст. 13, в якій вказано на належність природних ресурсів Українському народу. Від імені народу права власника реалізують органи державної влади та органи місцевого самоврядування. Кожний громадянин може користуватися природними об'єктами права власності народу відповідно до закону. У Конституції закріплено обов'язок держави забезпечувати екологічну безпеку і підтримувати екологічну рівновагу на території України (ст. 16). Згідно із Конституцією (ст. 14) земля проголошена основним національним багатством, що перебуває під особливою охороною держави. Право власності на землю гарантується. Це право набувається і реалізується громадянами, юридичними особами і державою виключно відповідно до закону.

Основу правової охорони навколишнього природного середовища складають норми земельного, водного, лісового законодавства, законодавства про надра, тваринний і рослинний світ, а також іншого екологічного законодавства. Одним із найважливіших комплексних спеціальних нормативних актів, що регулюють основи організації охорони навколишнього

природного середовища, є Закон України від 25.06.1991 р. "Про охорону навколишнього природного середовища" (зі змінами та доповненнями).

Відносини в галузі використання, відтворення, належності та охорони природних ресурсів регламентуються також поресурсовими кодексами (земельним, водним, лісовим, про надра) і спеціальними законами України ("Про тваринний світ", "Про охорону атмосферного повітря", "Про природно-заповідний фонд України", "Про рослинний світ" та ін.). Крім того, екологічні відносини регулюються декретами Кабінету Міністрів України (наприклад, "Про приватизацію земельних ділянок"), указами Президента України (наприклад, "Про біосферні заповідники") та іншими підзаконними нормативними актами [14].

З технологічного циклу виробництва кальцинованої соди аміачним способом виводяться тверді шлами після стадії очистки розсолу, газоподібні речовини, дистилерна суспензія.

В процесі очистки розсолу утворюється шлам наступного складу:

тверді CaCO_3 і $\text{Mg}(\text{OH})_2$, г/л	250 ± 20
загальна лужність, н. д.	115 ± 15
Хлорид-іони, н. д.	100 ± 3

Кількість шламів, що утворюються при очищенні розсолів, не така велика в порівнянні з кількістю шламів дистиляції (5-7% об'єму очищеного розсолу), проте акумуляція їх в шламонакопичувачах пов'язана з великими витратами та завдає збитків навколишньому середовищу. На підприємстві передбачається фільтрація шламу очистки розсолу, що дає можливість повернути в виробництво соди порядку 80 кг/т соди NaCl , а отримана паста після сушки й розпушування буде упаковуватися в мішки та продаватися в якості підкормки для тварин і птахів. При наявності в сирому розсолу великої кількості магнію економічно доцільним є організація виробництва оксиду магнію зі шламу очистки розсолу [5].

Оскільки газові викиди містять речовини в межах гранично допустимих норм, то їх виводять в атмосферу.

При виробництві кожної тонни соди одержують близько 8 м³ дистилерної рідини, що представляє собою розчин хлористого кальцію та хлористого натрію, забруднений різними домішками (вуглекислий кальцій, гіпс, гашене вапно, пісок і ін.). Кількість твердих нерозчинних домішок залежить від якості очищення вапняного молока, надлишку вапна, вмісту сірчаноокислих солей в розсолі і інших причин. Зазвичай в рідині дистилера міститься таких домішок 25-35 г/л або 200-280 кг на 1 т соди. Дистилерна рідина накопичується в спеціальних сховищах, які називаються «білими морями». Скидання освітленої дистилерної рідини в водойми обмежується максимально допустимою концентрацією хлору в річковій воді. У період паводку значна частина накопиченої в «білому морі» рідини скидається; при цьому контролюється вміст хлоридів у річковій воді.

Проблеми ліквідації відходів у виробництві соди приділяється велика увага. Поряд зі зменшенням кількості відкидної дистилерної рідини шляхом максимального збільшення коефіцієнта використання натрію відходи содового виробництва можна утилізувати в такий спосіб: отримувати азотні добрива та хлористий кальцій у вигляді товарного продукту [1].

Виробництво хлористого амонію. В фільтровій рідині після відділення осаду гідрокарбонату натрію міститься хлористий амоній і хлористий натрій. Якщо фільтрову рідину піддати випарюванню з подальшим охолодженням, то з неї можна окремо виділити в твердому вигляді хлористий амоній і хлористий натрій. Хлористий натрій може бути повернутий у виробництво соди, а хлористий амоній можна використовувати як товарний продукт. Хлористий амоній застосовують при пайці, для гальванічних елементів та інших цілей, але потреба в ньому до теперішнього часу менше, ніж його міститься в фільтровій рідині содових заводів. В якості добрива хлористий амоній поступається

іншим аміачним добрив і тому попит на нього з боку сільського господарства обмежений.

Виробництво хлористого кальцію Кількість відкидної дистилерної рідини може бути різко зменшено при отриманні з неї хлористого кальцію. Споживачами хлористого кальцію можуть бути такі галузі народного господарства:

1. сільське господарство – для меліорації солонцюватих лужних ґрунтів;
2. будівельна промисловість – для збільшення швидкості схоплювання бетону;
3. вуглезбагачення – для приготування розчинів з великою питомою вагою, що застосовуються для збагачення вугілля;
4. холодильне справа – для приготування охолоджуючих розчинів і ін.

Найбільший інтерес за масштабами споживання представляє сільське господарство. В даний час розробляється методика внесення хлористого кальцію в ґрунт і ведеться дослідження ефективності його при проведенні меліорації.

Однак слід мати на увазі, що всі названі можливі споживачі хлористого кальцію не зможуть використовувати величезної його кількості, одержуваної в вигляді відходів у виробництві соди. При виробництві хлористого кальцію з дистилерної рідини одночасно одержують і кухонну сіль, яка може бути використана в якості товарного продукту або як сировина в виробництві соди [2].

9 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» [15].

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.

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 [16].

9.1 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. 9.1, 9.3 [17].

В табл. 9.2 наведені характеристики пожежебезпеки використуваних та одержуваних речовин [18].

Таблиця 9.1 – Основні фізико-хімічні властивості речовин

Назва речовини		Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан	Температура плавлення, °C	Температура кипіння, °C
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	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{O}-\text{C}-\text{O} \\ \backslash \quad / \end{array}$	Тверда речовина	825 (кальцит) 1339 (аргоніт)	–

			Ca			
--	--	--	----	--	--	--

Продовження табл. 9.1

1	2	3	4	5	6	7
Амоній гідроксид	Аміак водний	NH_4OH	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H}-\text{N}-\text{O}-\text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	Рідина	-91,5	24,7-37,7
Кальцій оксид	Оксид кальцію	CaO	$\text{Ca}=\text{O}$	Тверда речовина	2570	2850
Карбон (IV) оксид	Оксид вуглецю (IV)	CO_2	$\text{O}=\text{C}=\text{O}$	Газ	-	-
Кальцій гідроксид	Гідроксид кальцію	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	$\begin{array}{c} \text{H}-\text{O}-\text{Ca} \\ \\ \text{O}-\text{H} \end{array}$	Рідина	-	-
Динатрій карбонат	Карбонат натрію	Na_2CO_3	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{Na}-\text{O}-\text{C}-\text{O}-\text{Na} \end{array}$	Тверда речовина	854	1600
Природний газ	Метан	CH_4	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H}-\text{C}-\text{H} \end{array}$	Газ	-182,5	-161,6

			 H			
--	--	--	-------	--	--	--

Таблиця 9.2 – Показники вибухо- і пожежебезпеки

Речовина	Температура спалаху °C	Температура самозапалення °C	Межі розповсюдження полум'я концентраційні				Межі спалахування температурні, °C	
			г/м ³		% об.		НИЖНЯ	верхня
			НИЖНЯ	верхня	НИЖНЯ	верхня		
Аміак	–	650	112	189	15	28	17	28
Метан	87,8	537,8	16,6	102,6	5,28	14,1	5	15,0

Таблиця 9.3 – Характеристики застосовуваних і одержаних речовин

Речовина	Клас шкід- ливості	Характер дії на організм людини	Граничнодопустима концентрація			Засоби індиві- дуального 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	<p>При потраплянні в очі: викликає подразнення.</p> <p>При вдиханні: кашель.</p>	6	–	–	–	<p>Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К.</p> <p>Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи</p>
Хлорид натрію	3	<p>При потраплянні в очі: різь, сльозотеча, почервоніння слизуватих оболонок.</p> <p>При потраплянні на шкірі: сухість, лущення, почервоніння, подразнення.</p> <p>При ковтанні: нудота, блювота, діарея</p>	5 аерозол ь	–	–	–	<p>Респіратор «Айстра-2».</p> <p>Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, гумові чоботи, фартух з гумованої тканини</p>

Аміак водний	4	<p>При потраплянні в очі: опіки, біль, сльозотеча, кон'юнктивіт, можлива зміна роговиці, втрата зору.</p> <p>При потраплянні на шкіру: сильний біль, почервоніння, при тривалому впливі – утворення пухирців.</p>	20	–	–	0,05- 2,9	Фільтручий протигаз марки «КД», «М».
--------------	---	---	----	---	---	--------------	---

Продовження табл. 9.3

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, сльозотеча, ускладнене дихання, чхання, першіння в горлі, м'язовий біль, біль у шлунку</p>					<p>Костюм з прогумованої тканини, гумові печатки, захисні окуляри</p>

Оксид кальцію	2	<p>При потраплянні в очі: сильна сльозотеча, набряк повік, почервоніння кон'юнктиви, подразнення радужної оболонки ока.</p> <p>При вдиханні: кашель, нежить, біль у горлі; порушення ритму дихання.</p> <p>При потраплянні на шкіру: почервоніння, набряк; на мокру шкіру – можливі опіки</p>	1	–	–	–	<p>Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К.</p> <p>Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи</p>
Оксид вуглецю (IV)	4	<p>Не токсичний. Небезпечний лише в дуже великих кількостях (чинить задущливу дію)</p>	9000	–	–	–	<p>Бавовняний костюм або комбінезон, берет, шкіряні чоботи</p>
Гідроксид кальцію	3	<p>При потраплянні на шкіру: почервоніння, свербіння, опіки.</p> <p>При потраплянні в очі: сльозотеча, біль, помутніння роговиці ока, порушення зору.</p> <p>При ковтанні: першіння в горлі, кашель, чхання, опіки слизуватих оболонок, бронхів.</p>	2,0	–	–	–	<p>Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи</p>

Продовження табл. 9.3

1	2	3	4	5	6	7	8
---	---	---	---	---	---	---	---

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
Природний газ	4	Не чинить токсикологічної дії на організм людини, але при концентраціях, що знижують вміст кисню в атмосфері до 15-16%об, викликає задуху.	300	–	–	–	Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи

9.2 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» хімічні та фізичні небезпечні виробничі чинники, а саме:

- хімічні небезпечні чинники – токсичні та подразливі (табл. 9.3);
- 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 та вібрації на робочому місці;
- підвищена вологість 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 [19].

9.3 Заходи запобігання шкідливим і небезпечним виробничим факторам

9.3.1 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 в 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 стадії фільтрації на вакуум-фільтрах (фільтрової рідини) та амонізованого розсолу продуктивність аварійної вентиляції повинна забезпечувати не менше ніж 8 повітрообмінів на годину.

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

Системи аварійної вентиляції повинні бути заблоковані з газоаналізаторами, що налаштовані на ГДК. У разі досягнення ГДК повинна автоматично включитися 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 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 в 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 [16].

Виконаємо розрахунок вентиляції хімічної лабораторії виробництва кальцинованої соди.

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

Кількість працівників – 2. Кратність повітрообміну – 5.

В лабораторії передбачається припливно-витяжна вентиляція з механічним спонуканням.

Кількість повітря, що подається в приміщення лабораторії, визначається за формулою [20]:

$$W = K \cdot V, \quad (36)$$

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 [20]:

$$W_{\text{ш}} = F_{\text{ш}} \cdot v_{\text{ш}} \cdot 3600, \quad (37)$$

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 [20]:

$$L = W_{ш} \cdot k, \quad (38)$$

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

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

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	4AA56 A4
Потужність	0,12 кВт
Частота обертання	1375 об/хв.

9.3.2 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 [20]:

$$Q = q \cdot F \cdot (1 + K), \quad (39)$$

де $q = 152$ – укрупнений показник максимальної витрати теплоти на опалювання 1 м^2 площі приміщення, $\text{Вт}/\text{м}^2$;

$F = 42$ – площа приміщення, м^2 ;

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

Отже витрата теплоти на опалювання:

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

Площа поверхні опалювальних приладів визначається за формулою [20]:

$$H = \frac{Q}{506}, \quad (40)$$

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

$E_{\text{км}}$ – еквівалентний квадратний метр – площа поверхні нагріву приладу, що віддає 506 Вт теплоти при різниці середньої температури теплоносія і температури повітря в приміщенні, що дорівнює $64,5^\circ\text{C}$. $1 E_{\text{км}} = 0,82 \text{ м}^2$.

Вибирається радіатор типа М-140 АО, у якого площа поверхні нагріву однієї секції $0,299 \text{ м}^2$, об'єм $4,1 \text{ м}^3$, кількість секцій – 47 шт.

9.3.3 Освітлення виробничих приміщень

Фактором, що визначає сприятливі умови праці, є раціональне освітлення робочої зони і робочих місць. Коли правильно розраховано та 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 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 [21].

Виконаємо розрахунок природного та 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 [20]:

$$S_{\hat{a}\hat{z}\hat{e}} = \left(\frac{1}{5} \div \frac{1}{6}\right) \cdot S_i, \quad (41)$$

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.

$$S_{\hat{a}\hat{z}\hat{e}} = \frac{42}{5} = 8,4 \text{ м}^2.$$

Приймається бічне одnobічне 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 [20]:

$$N_{\delta} = \frac{\hat{A}}{(\hat{I} - h_{\delta}) \cdot [L/h]}, \quad (42)$$

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.

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

Максимально припустима відстань між рядами світильників визначається з виразу формулою [20]:

$$L_{\max} = \frac{\hat{A}}{N_p}, \quad (43)$$

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

Висота підвісу світильника над робочою поверхнею визначається за формулою [20]:

$$h = \frac{L_{\max}}{[L/h]}, \quad (44)$$

$$h = \frac{3}{1,5} = 2 \text{ м.}$$

Висота звисання світильників від стелі визначається за формулою [20]:

$$h_3 = H - h_p - h \quad (45)$$

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

Для розрахунку штучного освітлення використовується метод світлового потоку, при цьому кількість світильників, необхідна для освітлення приміщення, розраховується за формулою [20]:

$$n = \frac{E \cdot S \cdot K}{F \cdot U \cdot Z}, \quad (46)$$

- 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:

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

Кожен світильник типу ОД комплектується двома лампами. Тобто необхідно використовувати 4 світильники з 8 працюючими лампами в них. Схема розташування світильників зображена на рис. 9.1.

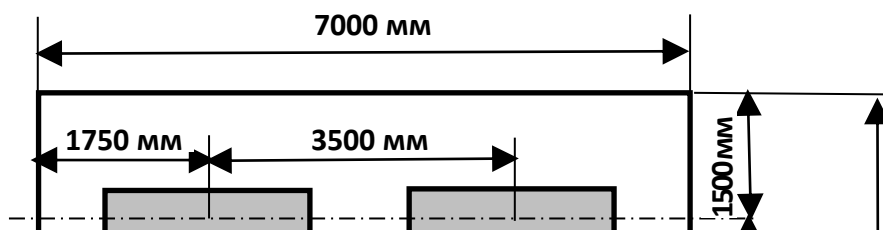


Рисунок 9.1 – Схема розміщення світильників

Загальна потужність електроосвітлювальної установки визнається за формулою [20]:

$$N = \frac{n \cdot W + (0,1 \div 0,2) \cdot n \cdot W}{1000}, \quad (47)$$

де $n = 8$ – розрахункова кількість ламп, шт;
 $W = 80$ – потужність однієї лампи, Вт.

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

9.3.4 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 [15].

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, 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 збурюють. 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 віброуючі 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 [21].

9.3.5 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;
- застосування засобів захисту та пристроїв, в тому числі для захисту від дії електричного поля в електроустановках, в яких його напруженість перевищує допустимі норми [22].

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 [20]:

$$R_{\zeta\zeta i} = \frac{R_{\zeta} \cdot R_{\tilde{n}i}}{R_{\tilde{n}i} \cdot n \cdot \eta_{\zeta} + R_{\zeta} \cdot \eta_{\tilde{n}i}}, \quad (48)$$

- де R_{ζ} – опір заземлювача, в якості якого використовується металевий стрижень, Ом;
- $R_{см}$ – опір металевої смуги, що з'єднує заземлювачі, Ом;
- n – кількість заземлювачів;
- $\eta_{\zeta} = 0,4$ – коефіцієнт екранування заземлювача;

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

Опір заземлювача визначається за формулою [20]:

$$R_{\zeta} = \frac{\rho}{2\pi \cdot \ell} \left(\ln \frac{2 \cdot \ell}{d} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot t + \ell}{4 \cdot t - \ell} \right), \quad (49)$$

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 [20]:

$$R_{\tilde{n}\tilde{i}} = \frac{\rho}{2\pi \cdot L} \cdot \ln \frac{2 \cdot L^2}{b \cdot t'}, \quad (50)$$

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 [20]:

$$n = \frac{\Psi \cdot R_{\zeta}}{4 \cdot \eta_{\zeta}}, \quad (51)$$

- де $\Psi = 2$ – коефіцієнт сезонності, який залежить від кліматичної зони території;
- R_3 – опір заземлювача, Ом;
- 4 – припустимий загальний опір, Ом;
- $\eta_3 = 0,4$ – коефіцієнт екранування заземлювача.

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

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

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

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

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

9.4 Заходи пожежної безпеки

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.

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.

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;
- 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 [23]

ВИСНОВКИ

В дипломному проекті розроблена стадія карбонізації амонізованого розсолу в виробництві кальцинованої соди потужністю 600 тис. т/рік.

У проекті показана доцільність організації випуску кальцинованої соди для економіки країни.

Аналіз існуючих способів одержання кальцинованої соди показав, що для хімічної промисловості нашої країни найбільш прийнятним є аміачний спосіб виробництва, оскільки в Україні є відповідна потужна сировинна база.

В дипломному проекті на підставі прийнятого способу виробництва була вибрана технологічна схема, виконані розрахунки матеріального та теплового балансу стадії карбонізації амонізованого розсолу, конструктивний та механічний розрахунки карбонізаційної колони, вибране основне та допоміжне технологічне обладнання.

Особлива увага в дипломному проекті була приділена охороні навколишнього середовища та способам переробки відходів виробництва кальцинованої соди в продукти народногосподарського значення.

В проектуваному виробництві застосована автоматизація технологічного процесу карбонізації амонізованого розсолу, що дозволить проводити

технологічний процес в оптимальному режимі та отримувати продукт, який відповідає нормам ГОСТу 5100-85.

В розділі «Охорона праці» детально розглянуті шкідливі виробничі фактори на проектованому виробництві та заходи запобігання цим факторам, а також виконані розрахунки вентиляції, опалювання, освітлення та заземлення приміщення хімічної лабораторії виробництва кальцинованої соди.