

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

ВСТУП

Кальцинована сода займає виключне місце в народному господарстві, оскільки є продуктом масового виробництва, що задовольняє широке коло споживачів.

Сода була відома людині ще з глибокої давнини. Її властивість при сплавленні з кремнеземом утворювати скло була використана декілька тисячоліть назад у Єгипті. Для цього вона видобувалася в содових озерах Єгипту та деяких інших країнах у вигляді трони складу $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ з домішкою NaCl . Водночас соду також видобували з золи натронних рослин, що росли по берегах Середземного моря і Атлантичного океану. Однак, цей спосіб не підходив для промислового виробництва.

В 1791 році французький хімік Леблан винайшов промисловий спосіб видобутку соди, що полягав у приготуванні з кухонної солі за допомогою сірчаної кислоти сульфату натрію та подальшій переробці останнього з вугіллям і вуглекислим кальцієм (крейдою або вапняком) на соду. Втім, дана технологія була актуальна лише для виробництва кальцинованої соди, більш того, виникли проблеми з виробництвом. Один з найбільших недоліків способу – велика

кількість відходів, зокрема сульфїду кальцію й отруйного хлороводню. Спосіб Леблана прищепився в промисловості та довгий час був єдиним в содової техніці. Найбільший розвиток спосіб Леблана отримав в Англії.

У сімдесятих роках ХІХ столїття виступив на сцену новий спосіб виробництва соди, запропонований бельгійським інженером Ернестом Соьве. Цей спосіб справив повний переворот в содової техніці. Сутність цього методу полягала в насиченні природних соляних розчинів аміаком і вуглекислим газом та переробці отриманого при цьому осаду бікарбонату на кальциновану соду за допомогою простого прожарювання [1].

Важко назвати будь-яку галузь сучасної промисловості, де б не використовувалася кальцинована сода. Найбільша частка в загальному споживанні кальцинованої соди виводить промисловість з виробництва скла (віконного, пляшкового, оптичного, електровакуумного, кришталю) в розряд безперечних лїдерів серед галузей-споживачів.

Велика частка кальцинованої соди застосовується в хїмічній галузі для виробництва їдкого натрію за вапняним способом, очищеного гідрокарбонату натрію, мийних засобів, хромових сполук, фосфорних добрив і різних солей; очищення води і розсолів; виробництва лаків і фарб.

Кальцинована сода також споживається в процесах, в яких використовуються тільки її лужні властивості, а Na_2O , що входить до її складу, в кінцевих продуктах не міститься. К таким процесам відносяться, у першу чергу, виробництво глинозему з бокситів методом спікання, видобування ряду металів із руд, знесірчення чавуну.

Кальцинована сода застосовується також в целюлозно-паперовій (виробництво пергаменту і дубителів, сульфїтна варка целюлози), текстильній (біління і фарбування тканини, мерсеризація бавовни, одержання штучного

шовку, нітроцелюлози), нафтопереробній (виробництво синтетичних жирних кислот, синтетичних мийних засобів, а також при переробка нафти) і ін. галузях промисловості [2].

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

1 СТИСЛИЙ АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД З ОБҐРУНТУВАННЯМ МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА

1.1 Вибір та обґрунтування методу виробництва

Сучасні способи виробництва кальцинованої соди:

- 1) на основі природної соди;
- 2) карбонізація каустичної соди, отриманої електрохімічним способом;
- 3) комплексна переробка нефелінів;
- 4) аміачний спосіб.

1) Близько 23% виробленої в світі кальцинованої соди отримують з природної сировини. Природним джерелом одержання соди є пластові відкладення або ропа содових озер. В залежності від умов утворення природа сода зустрічається в формі десятиводної солі – $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, подвійної солі $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ – трони та в вигляді порошкоподібної соди моногідрату карбонату натрію – $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, що утворюється в результаті вивітрювання кристалічної десяти водної соди.

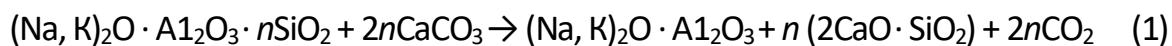
В середньому содова руда містить, % мас.: Na_2CO_3 – 8-12; Na_2SO_4 – 1; NaCl – 0,5; H_2O – 20-30; нерозчинні речовини – 60-65. Содову руду розчиняють,

розчин відділяють від нерозчинних речовин і упарюють. При випарюванні кристалізується $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, що прожарюють і отримують безводну соду Na_2CO_3 . Сода ця невисокої якості, оскільки містить 93-94%мас. Na_2CO_3 . Соду більш високої якості отримують шляхом карбонізації розчину Na_2CO_3 з виділенням в осад і наступним прожарюванням NaHCO_3 [3].

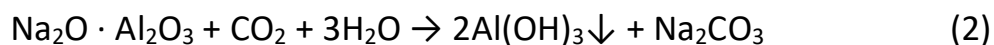
Великомасштабне виробництво з природної соди здійснюється в США, КНР, Туреччині, Кенії, Ботсвані. Малопотужні виробництва є також в Росії, Ефіопії, Нігерії, Чаді.

2) Карбонізація каустичної соди, отриманої електрохімічним способом, разом з хлором, як промисловий спосіб виробництва кальцинованої соди одержала розвиток у 60-70 р.р. ХХ століття, коли попит на кальциновану соду був високим, а каустична сода була у надлишку. Але пізніше ситуація змінилася й каустична сода вже не була надлишковим продуктом, переробляти її на соду стало невигідним [1].

3) Комплексна переробка нефелінів 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 CaCO_3 при температурі близько 1300°C :



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

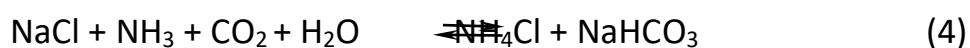


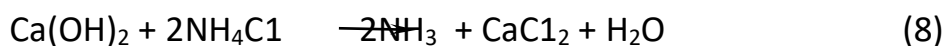
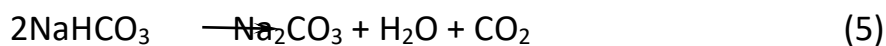
В осад випадає чистий гідроксид алюмінію, а в розчині залишаються вуглекислі солі натрію та калію. $\text{Al}(\text{OH})_3$, що випав в осад, відокремлюють від розчину, промивають і прожарюють при температурі близько 1000°C . При цьому отримують глинозем Al_2O_3 . Маточний розчин після відділення осадженого $\text{Al}(\text{OH})_3$ частково повертають у цикл для вилуговування спека, а надлишок виводять із системи для одержання соди і поташу [2].

4) У сучасному світі понад 76% кальцинованої соди отримують аміачним способом, вихідною сировиною для якого служать кухонна сіль, вапняк або крейда, а аміак використовується як допоміжна речовина. В теперішній час застосовуються наступні варіанти аміачного способу:

- основний (традиційний метод Solvay) з незначними частковими варіаціями;
- спосіб компанії Akzo Nobel. Відмінність його від традиційного методу Solvay – застосування сухого вапна для регенерації аміаку;
- хлорамонієвий спосіб з одночасним отриманням товарного хлориду амонію [4].

Основні реакції традиційного методу Solvay можна представити таким чином:





Принципова схема виробництва соди аміачним способом представлена на рис. 1.1.

За аміачним способом виробництва використовується недорога доступна сировина – кухонна сіль та крейда або вапняк; основні реакції процесу здійснюються при невисоких температурах і близькому до атмосферного тиску; отримують продукт високої якості [5].

За оцінками Науково-дослідного і проектного інституту хімії світовий обсяг кальцинованої соди в 2018 р. склав 54,7 млн. тонн:

1) аміачна сода – 76%:

- спосіб Сольве – 47%;
- хлорамонієвий спосіб – 27%;
- спосіб сухого вапна – 2%.

2) природна сода – 23%;

3) нефелінова сода – 1% [4].

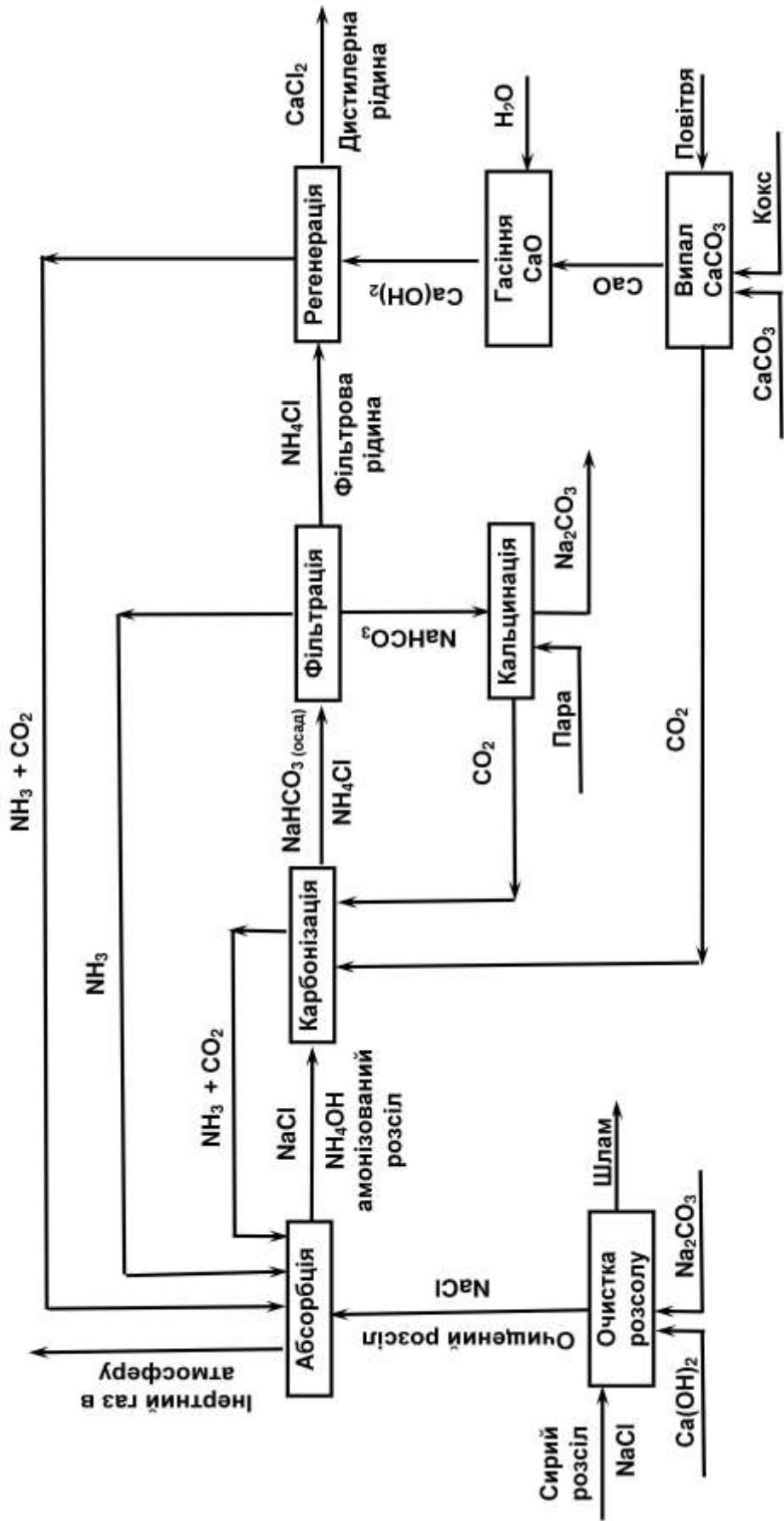


Рисунок 1.1 – Принципова схема виробництва кальцинованої соди аміачним способом

Сода, отримана на основі природної сировини, має кращу якість (вміст хлоридів менше 0,2 %мас.) і є більш „чистою” в екологічному відношенні у порівнянні з содою, отриманою аміачним способом. А також, питомі капітальні вкладення і собівартість соди з природної сировини на 40-45% нижче, ніж отриманої синтетичним шляхом. Сода, отримана з нефеліну, має високу насипну щільність, але вона менш чиста, ніж аміачна, оскільки містить деяку кількість сульфату калію. Не дивлячись на переваги цих способів, вони не застосовуються в Україні із-за відсутності відповідної сировинної бази.

Не зважаючи на суттєві недоліки аміачного способу (утворення значної кількості твердих і рідких відходів; велика витрата енергоресурсів) для проектування виробництва соди вибирається саме цей спосіб, оскільки в Україні є родовища високоякісної карбонатної сировини та поклади кухонної солі, що дає можливість отримувати продукт високої якості 99,4%мас. Na_2CO_3 .

1.2 Фізико-хімічні основи стадії амонізації очищеного розсолу

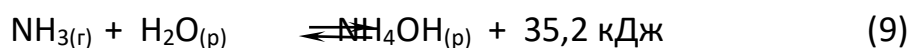
Аміак у виробництві кальцинованої соди з NaCl служить для накопичення в розсолі іонів HCO_3^- у вигляді NH_4HCO_3 і для зв'язування іону хлору у вигляді NH_4Cl :



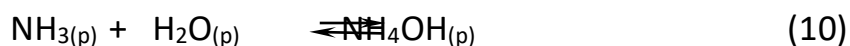
Аміак не входить до складу кінцевого продукту й після регенерації з хлористого амонію повертається знову на амонізацію розсолу.

Основний потік аміаку (460 кг/т соди) поступає на стадію амонізації очищеного розсолу зі стадії дистиляції, де проводиться розкладання хлориду амонію іта вуглеамонійних солей, які містяться в маточній рідині після фільтрів і в слабкій рідині. Невелика кількість аміаку (75 кг/т соди) поступає на стадію приготування амонізованого розсолу з газами зі стадії карбонізації і близько 4 кг/т соди з повітрям, яке відсмоктується з барабанних вакуум-фільтрів. Всі перелічені потоки газу містять крім аміаку діоксид вуглецю і водяні пари.

Аміак розчиняється в воді з виділенням тепла:



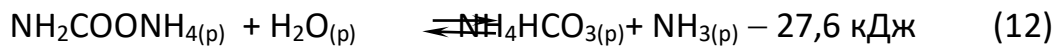
У водному розчині встановлюється рівновага між гідратованою та негідратованою формами аміаку:



Діоксид вуглецю погано розчиняється в воді й процес гідратації розчиненого CO₂ протікає повільно. З другого боку, розчинений негідратований діоксид вуглецю легко взаємодіє з негідратованим розчиненим аміаком, утворюючи карбамат амонію:



Утворений карбамат амонію, що є сіллю слабкої кислоти та основи, гідролізується в розчині



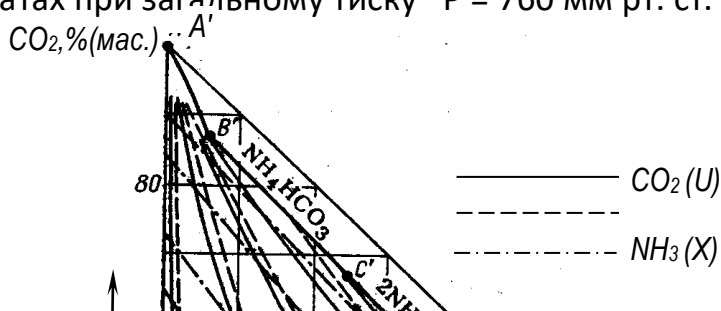
У результаті розчинений діоксид вуглецю переходить в гідратовану форму HCO_3^- . Однак гідроліз карбамату, так само як і гідратація CO_2 , протікає повільно.

Між утвореним NH_4HCO_3 і вільним аміаком (NH_3 або NH_4OH) в розчині встановлюється рівновага:



Оскільки гідроліз карбамату протікає повільніше реакції його утворення, то при поглинанні CO_2 амонізованим розсолом одержують нерівноважні (перенасичені) по відношенню до карбамату розчини (карбаматне перенасичення). З часом в результаті протікання вказаних реакцій в рідкій фазі досягається рівновага між карбонат-, бікарбонат- і карбамат-іонами і вільним аміаком (NH_3 і NH_4OH), а в газовій фазі встановлюється рівноважний тиск CO_2 і NH_3 . З підвищенням температури швидкість гідролізу карбамату зростає і прискорюється зняття карбаматного пересичення.

При поглинанні аміаку і діоксиду вуглецю розсолом утворюється чотирьохкомпонентна система $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{NaCl} - \text{H}_2\text{O}$. З деяким наближенням можна вважати, що порівняно невеликі коливання концентрації NaCl в процесі амонізації розсолу мало впливають на рівноважний склад системи. Тому практично цю систему можна розглядати як трьохкомпонентну $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$. На рис. 1.1 показана діаграма цієї потрійної системи в прямокутних координатах при загальному тиску $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$



Склад газу: y – %(мас.) NH_3 і z – %(мас.) CO_2 ; склад розчину: X – %(мас.) NH_3 і U – %(мас.) CO_2

Рисунок 1.1 – Діаграма системи $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$ при $P = 760$ мм рт. ст.

Швидкість поглинання газу розсоллом дуже сильно залежить від температури газу і його концентрації. Чим вище вміст аміаку або діоксиду вуглецю в газі, або, інакше кажучи, чим вище парціальний тиск того чи іншого газу, тим більша швидкість його розчинення.

Крім того, швидкість абсорбції кожного газу визначається також його індивідуальними властивостями. Так, аміак легко розчиняється у воді навіть при невеликому тиску, діоксид вуглецю ж розчиняється значно гірше.

В процесі поглинання аміаку розчином NaCl підвищується тиск його парів над розчином. При певній концентрації і температурі розчину тиск парів аміаку над ним дорівнює парціальному тиску аміаку в газі, що подається на абсорбцію; тоді кількість молекул аміаку, що поглинається розчином в одиницю часу, дорівнює кількості молекул, що виділяється із розчину – настає стан динамічної рівноваги, і процес поглинання припиняється.

Швидкість абсорбції тим більше, чим вище парціальний тиск аміаку і діоксиду вуглецю в газі, що надходить на абсорбцію, і чим менше тиск парів над розчином. Різниця між парціальним тиском газу і тиском його парів над розчином визначає рухому силу абсорбції, а отже, і швидкість поглинання газу. Тому для правильного проведення процесу абсорбції потрібно знати тиск парів аміаку і діоксиду вуглецю над розчином при різних температурах і концентраціях.

Залежність тиску парів аміаку і діоксиду вуглецю над розчином, що містить 100 н.д. NH_3 і 85 н.д. NaCl від температури і вмісту CO_2 в розчині показана на рис. 1.2.

Ці фактори дуже впливають на протікання процесу абсорбції. Шляхом підтримування певної концентрації CO_2 в розсолі досягається поглинання такої кількості NH_3 , яка необхідна для успішного проведення основної реакції аміачно-содового виробництва – карбонізації.

При амонізації велика частина водяної пари конденсується, при цьому об'єм розсолу збільшується на 3-4% і відповідно знижується концентрація NaCl. Для зменшення розбавлення амонізованого розсолу і зниження теплового навантаження на абсорбер газ перед надходженням в абсорбер охолоджується в холодильнику газу дистиляції (ХГДС). Однак при зниженні температури газу менше 55°C можлива взаємодія газоподібних NH_3 , CO_2 і H_2O з утворенням вуглеамонійних солей $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, $\text{NH}_4\text{HCO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ та ін., які, відкладаючись на стінках, забивають холодильник і трубопроводи.

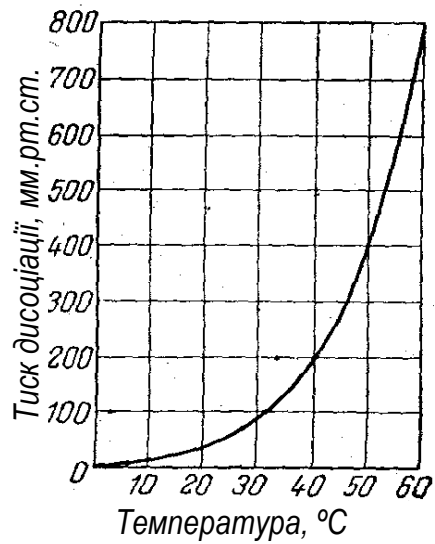


Рисунок 1.2 – Вплив температури і концентрації CO_2 в аміачно-соляному розчині на тиск парів NH_3 і CO_2 над розчином

На рис. 1.3 представлена залежність температури кристалізації NH_4HCO_3 від тиску його дисоціації при співвідношенні в газі $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = 1 : 1 : 1$.

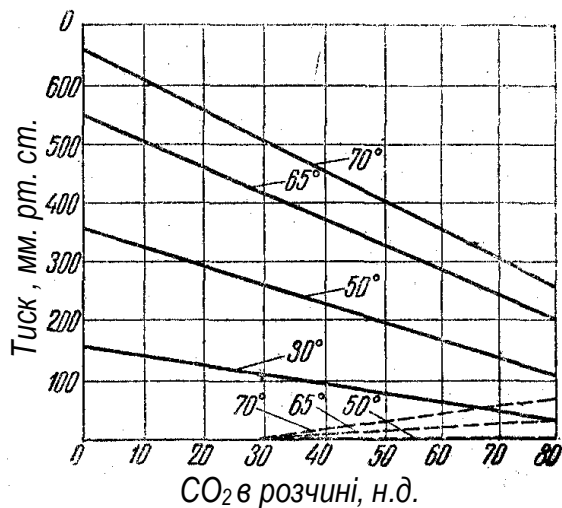
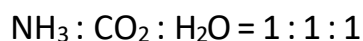


Рисунок 1.3 – Вплив тиску на температуру кристалізації NH_4HCO_3 при



З рисунку видно, що температура кристалізації гідрокарбонату амонію при атмосферному тиску складає близько 50°C [5].

2 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ, НАПІВФАБРИКАТІВ, ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Склад сирого розсолу, що використовується в виробництві кальцинованої соди представлений нижче [6]:

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_2CO_3 , г/л	0,38-0,42
загальна лужність, г/л, не більше	0,40
прозорість за хрестом і точками, мм стовпа рідини, не менше	1200

Для виробництва кальцинованої соди використовується крейда, якість якої відповідає вимогам ДСТУ Б В.2.7-109, клас I (табл. 2.1) [7].

Таблиця 2.1 – 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

Для випалу крейди в якості технологічного палива застосовується кокс В табл. 2.2 представлені показники якості ливарного коксу згідно ГОСТ 3340-88 [8].

Таблиця 2.2 – ГОСТ 3340-88. Кокс литейный каменноугольный. Технические условия

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

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. 2.3 [9].

Таблиця 2.3 – ГОСТ 9-92. Аммиак водный технический. Технические требования

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

Аміак водний представляє собою безбарвну рідину з характерним різким запахом, що сильно переломлює світло. Хімічна формула – NH₃. Молекулярна маса аміаку складає 17,03 г/моль. Рідкий аміак є гарним розчинником для багатьох органічних і неорганічних речовин; в ньому також розчиняються водень, азот, метан і аргон. Температура кипіння при 760 мм. рт. ст. – 33,5°C; температура плавлення при 760 мм. рт. ст. – 77,8°C [3].

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. [5].

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 із повітря та CO₂ і перетворюватися в гідрокарбонат [1].

Сода кальцинована випускається відповідно до ГОСТу 5100-85 [10].

Таблиця 2.4 – ГОСТ 5100-85. Сода кальцинированная техническая. Технические условия

Найменування показника	Норма для марки та сорту					
	А			Б		
	Вищий	Перший	Другий	Вищий	Перший	Другий
1	2	3	4	5	6	7
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 не розчинних 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	-

Продовження табл. 2.4

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

3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Стадії виробництва кальцинованої соди аміачним способом:

1. Видобуток розсолу, що здійснюється шляхом вилуговування природних покладів кам'яної солі водою.
2. Очистка сирого розсолу від домішок, які в ньому містяться.
3. Видобуток вапняку та крейди здійснюється у відкритих кар'єрах.

4. Випал карбонатної сировини для отримання вуглекислого газу та вапна. Вуглекислий газ очищають від пилу, вапно гаситься водою до утворення вапняного молока.
5. Амонізація очищеного розсолу (стадія абсорбції). На цій стадії вловлюється аміак, виділений на різних стадіях виробничого процесу (при карбонізації та фільтрації).
6. Карбонізація амонізованого розсолу вуглекислим газом з утворенням малорозчинного гідрокарбонату натрію.
7. Фільтрація, що здійснюється для відділення осаду гідрокарбонату натрію від маточного розчину, який містить хлористий амоній і натрій, вуглеамонійні солі.
8. Регенерація аміаку з фільтрової рідини, одержуваної при фільтрації гідрокарбонату натрію.
9. Кальцинація гідрокарбонату натрію з утворенням кінцевого продукту – кальцинованої соди і вуглекислого газу, який повертається у виробничий цикл [2].

Технологічна схема стадії амонізації очищеного розсолу в виробництві кальцинованої соди аміачним способом описана нижче.

На стадії амонізації очищеного розсолу встановлені дві колони. Одна колона складається з: холодильника газу дистиляції ХГДС (поз. 35), другого промивача газу карбонізаційних колон ПГКЛ-2 (поз. 12), першого абсорбера АБ-1 (поз. 13), другого абсорбера АБ-2 (поз. 14), збірника слабкого амонізованого розсолу ЗСАР (поз. 10). Друга колона складається з: санітарного промивача газу карбонізаційних колон СПГКЛ (поз. 20), промивача газу абсорбції ПГАБ (поз. 11), промивача повітря фільтрів ППФЛ (поз. 9) і збірника слабкого амонізованого розсолу ЗСАР (поз. 10).

Очищений розсіл подається двома потоками. Перший потік подається на ППФЛ (поз. 9), де розсіл насичується NH_3 з повітря вакуум-фільтрів (поз. 44).

Після ППФЛ повітря вакуум-насосом (поз. 8) викидається в атмосферу. Слабкоамонізований розсіл із ППФЛ надходить у ЗСАР (поз. 10), звідки потім подається у ПГКЛ-2 (поз. 12).

Другий потік розсолу подається в СПГКЛ (поз. 20), де насичується NH_3 і CO_2 з газів після ПГКЛ-2. Гази, пройшовши сепаратор (поз. 21), викидаються в атмосферу, а розсіл надходить на ПГАБ (поз. 11). Після ПГАБ амонізований розсіл надходить у збірник слабого амонізованого розсолу ЗСАР (поз. 10), звідки відцентровим насосом у ПГКЛ-2.

У ПГКЛ-2 два потоки поєднуються. Пройшовши ПГКЛ-2, розсіл поглинає NH_3 і частково CO_2 з газу після ПГКЛ-1 (поз. 18), виходить самопливом у АБ-1 (поз. 13). Тут уловлюється NH_3 і CO_2 з газів після АБ-2 (поз. 14). Розсіл у процесі абсорбції NH_3 нагрівається і поглинальна здатність його зменшується. Тому амонізований розсіл, пройшовши АБ-1, надходить у АБ-2, який постачається холодильними бочками для відведення надлишкового тепла. Розсіл насичується NH_3 і CO_2 з газу стадії дистиляції, що охолоджується в холодильнику газу дистиляції ХГДС (поз. 35) до температури 58-60°C. Після охолодження розсолу в холодильнику амонізованого розсолу ХАР (поз. 15) рідина з температурою 28-32°C через збірник амонізованого розсолу ЗАР (поз. 16) подається відцентровим насосом на карбонізаційні колони [1].

4 МАТЕРІАЛЬНІ І ТЕПЛОВІ БАЛАНСИ

4.1 Матеріальні розрахунки стадії амонізації очищеного розсолу

4.1.1 Матеріальний баланс промивача повітря фільтрів (ППФЛ)

Відповідно до розробленої технологічної схеми у ППФЛ надходить 25% очищеного розсолу від загальної його кількості, що подається у відділення. В 1 м³ розсолу міститься 106 н.д. NaCl. Приймаючи ступінь використання натрію 74% і втрати соди 3,5%, з 1 м³ розсолу, одержують приблизно 200 кг соди. Тоді витрата на одну тонну соди складе 5 м³ [16].

$$V_{\text{вх.}} = 5 \cdot 0,25 = 1,25 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Із цією кількістю розсолу у ППФЛ надходить:

NaCl	$310 \cdot 1,25 = 387,80$ кг/ т соди;
домішки	$4,3 \cdot 1,25 = 5,38$ кг/ т соди;
H ₂ O	$885,7 \cdot 1,25 = 1107,12$ кг/ т соди.
<hr/>	
Всього	1500 кг/ т соди.

В ППФЛ з вакуум-фільтрів поступає 230 м³/т соди повітря, приведенного до температури 20 °С і тиску 760 мм. рт. ст. (1013 ГПа).

За н.у. (0°С і тиску 760 мм. рт. ст.) об'єм повітря складає:

$$\frac{230 \cdot 273}{293} = 213 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Вакуум внизу ППФЛ – 350 мм. рт. ст. Вакуум верхній частині ППФЛ – 410 мм. рт. ст. Гідравлічний опір апарату – 60 мм. рт. ст. – 80 ГПа.

Середній склад повітря на вході в ППФЛ, взятий за заводськими даними, % (об.): NH₃ – 1,9; CO₂ – 1,9.

Тиск насиченої водяної пари при 20 °С, $p = 17,54$ мм. рт. ст. (23,4 ГПа).

Очищений розсіл практично насичений солями, тому поправка на закон Рауля можна дорівнювати 0,8. Тоді тиск насиченої водяної пари над розсолом буде дорівнювати:

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 17,54 \cdot 0,8 = 14 \text{ мм. рт. ст.}$$

Об'єм водних парів у повітрі на вході в ППФЛ:

$$\frac{14}{410} \cdot 100 = 3,4 \% \text{ (об.)}$$

Об'єм інертних газів:

$$100 - (1,9 + 1,9 + 3,4) = 92,8 \% \text{ (об.)}$$

Склад повітря на вході у ППФЛ наступний:

NH_3	$\frac{1,9}{100} \cdot 230 \cdot \frac{17}{22,4} = 3,3 \text{ кг/т соди}$ або $4,37 \text{ м}^3/\text{т соди}$;
CO_2	$\frac{1,9}{100} \cdot 230 \cdot \frac{44}{22,4} = 8,55 \text{ кг/т соди}$ або $4,37 \text{ м}^3/\text{т соди}$;
H_2O	$\frac{3,4}{100} \cdot 230 \cdot \frac{18}{22,4} = 6,30 \text{ кг/т соди}$ або $7,8 \text{ м}^3/\text{т соди}$;
інертний газ	$\frac{92,8}{100} \cdot 230 \cdot 1,29 = 275,88 \text{ кг/т соди}$ або $213,46 \text{ м}^3/\text{т соди}$.

Всього: $294,03 \text{ кг/т соди}$ або $230 \text{ м}^3/\text{т соди}$.

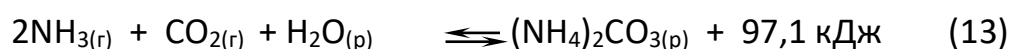
У повітрі, що викидається в атмосферу із ППФЛ з урахуванням ГДК і загального об'єму повітря на виході, може міститися аміаку:

$$NH_{3\text{вих.}} = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 230 = 0,004 \text{ кг/ т соди.}$$

Кількість аміаку, поглиненого у ППФЛ, складатиме:

$$G_{NH_3} = 3,3 - 0,004 = 3,296 \text{ кг/ т соди.}$$

У розсолі поглинений аміак взаємодіє з CO_2 з утворенням карбонату амонію відповідно до реакції:



За реакцією (13) зв'язується CO_2 :

$$G_{CO_2} = \frac{3,296 \cdot 44}{34} = 4,26 \text{ кг/т соди.}$$

Витратиться води:

$$G_{H_2O} = \frac{3,296 \cdot 18}{34} = 1,74 \text{ кг/т соди.}$$

Утвориться карбонату амонію:

$$G_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = \frac{3,296 \cdot 96}{34} = 9,3 \text{ кг/т соди.}$$

Викидається з повітрям в атмосферу:

NH ₃	0,004 кг/т соди;
CO ₂	8,55 – 4,26 = 4,29 кг/ т соди;
H ₂ O	6,30 кг/ т соди;
інертний газ	275,88 кг/ т соди.
<hr/>	
Всього:	286,474 кг/ т соди.

Склад повітря на виході із ППФЛ:

NH ₃	$\frac{\frac{0,004}{17} \cdot 100}{\frac{0,004}{17} + \frac{4,29}{44} + \frac{6,3}{18} + \frac{275,88}{29}} = 0,00236 \text{ \% (об.)};$
CO ₂	1,0000 %об.;
H ₂ O	3,5170%об.;
інертний газ	95,480 %об.;
<hr/>	
Всього:	100,0 %об..

Склад розсолу на виході із ППФЛ:

NaCl	387,5 кг/ т соди;
------	-------------------

Домішки	5,38 кг/ т соди;
(NH ₄) ₂ CO ₃	9,3 кг/ т соди;
H ₂ O	1107,12 – 1,74=1105,38 кг/ т соди.
<hr/>	
Всього	1507,56 кг/ т соди.

Результати розрахунків зводимо в таблицю матеріального балансу промивача повітря фільтрів (табл. 4.1).

Таблиця 4.1 – Матеріальний баланс промивача повітря фільтрів (ППФЛ)

Компоненти	Прихід, кг / т соди				Витрата, кг / т соди			
	з очищеним розсолом	з газом вакуум-фільтрів	утворилось при реакції	Всього	з розсолом у ПГАБ	з газом в атмосферу	витрачається на реакцію	Всього
NaCl	387,50	–	–	387,50	387,50	–	–	387,50
домішки	5,38	–	–	5,38	5,38	–	–	5,38
(NH ₄) ₂ CO ₃	–	–	9,30	9,30	9,30	–	–	9,30
H ₂ O	1107,12	6,30	–	1113,42	1105,38	6,30	1,74	1113,42
CO ₂	–	8,55	–	8,55	–	4,29	4,26	8,55
NH ₃	–	3,30	–	3,30	–	0,004	3,296	3,30
інертний газ	–	275,88	–	275,88	–	275,88	–	275,88
Всього	1500,00	294,03	9,30	1803,33	1507,56	286,474	9,296	1803,33

4.1.2 Матеріальний баланс промивача газу колон (ПГКЛ-2)

У ПГКЛ-2 подається 75% (3,75 м³/т соди) очищеного розсолу від загального його потоку. У цьому об'ємі очищеного розсолу міститься [10]:

NaCl	310 · 3,25 = 1162,50 кг/т соди;
домішки	4,3 · 3,25 = 16,12 кг/ т соди;
H ₂ O	885,7 · 3,25 = 3321,37 кг/ т соди.
<hr/>	
Всього	4500,00 кг/ т соди.

Із ПГКЛ-1 у ПГКЛ-2 приходять газ наступного складу:

V _{NH₃}	99,18 м ³ /т соди	14,3% об.	або	75,3 кг/ т соди;
V _{CO₂}	41,6 м ³ / т соди	6,0% об.	або	81,7 кг/т соди;
V _{H₂O}	37,8 м ³ / т соди	5,4% об.	або	30,4 кг/ т соди;
V _{N₂}	515,0 м ³ / т соди	74,3% об.	або	644,0 кг/ т соди.
<hr/>				
Всього:	693,58 м ³ / т соди	100,0об.	або	831,4 кг/ т соди.

Температура розсолу 20°C, густина 1200 кгм³.

Згідно регламенту склад газу на вході в ПГКЛ-2 характеризується наступними даними, %(об.): NH₃ – 14,3; CO₂ – 6. Температура газу 40°C, годинна витрата газу – 18520 м³/годину. Приймаємо, що газ насичений водяною парою. Надлишковий тиск газу на вході 140 мм. рт. ст., абсолютний тиск 900 мм. рт. ст.

Сумарний об'єм газу, що витрачається на 1 т соди:

$$\frac{18520}{26,7} = 693,6 \text{ м}^3/\text{с},$$

де 26,7 – годинна продуктивність елемента за содою.

Тиск насиченої водяної пари при температурі газу 40°C
 $P_{\text{H}_2\text{O}}^\circ = 61,5$ мм. рт. ст. З урахуванням поправки на закон Рауля рівноважний тиск
водяної пари над розчином складає:

$$P_{\text{H}_2\text{O}}^* = 61,5 \cdot 0,8 = 49 \text{ мм. рт. ст.}$$

Парціальний тиск аміаку

$$P_{\text{NH}_3} = \frac{900 \cdot 14,3}{100} = 129 \text{ мм. рт. ст.}$$

Парціальний тиск діоксиду вуглецю

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{900 \cdot 6}{100} = 54 \text{ мм. рт. ст.}$$

Загальний тиск газу складається із парціальних тисків його компонентів

$$P_{\text{заг.}} = P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{NH}_3} + P_{\text{CO}_2} + P_{\text{ін.}}$$

Тоді парціальний тиск інертного газу дорівнює

$$P_{\text{ін.}} = 900 - (49 + 129 + 54) = 668 \text{ мм. рт. ст.}$$

Знаючи парціальний тиск компонентів і загальний об'єм газу, знаходимо його об'ємний і ваговий склад:

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{129 \cdot 693,6}{900} = 99,18 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 14,3\% \text{ об.} \quad 75,3 \text{ кг/т соди;}$$

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{54 \cdot 693,6}{900} = 41,6 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 6,0\% \text{ об.} \quad 81,7 \text{ кг/т соди;}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{49 \cdot 693,6}{900} = 37,8 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 37,8\% \text{ об.} \quad 30,4 \text{ кг/т соди;}$$

$$V_{\text{N}_2} = \frac{668 \cdot 693,6}{900} = 515 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 74,2\% \text{ об.} \quad 30,4 \text{ кг/т соди;}$$

Всього	694 м ³ /т соди	100,0 % об.	831 кг/т соди.
--------	----------------------------	-------------	----------------

Газ на виході із ПГКЛ-2 повинен містити, відповідно до санітарних норм, не більше 20 мг/м³ NH₃. Відповідно до норм технологічного режиму вміст CO₂ у газі становить 4-5% об., температура газу 25°C, надлишковий тиск газу на виході 53,2 · 10² Па, абсолютний тиск – 1064 · 10² Па.

Парціальний рівноважний тиск пари води над розсолем при 25°C складе

$$P_{\text{H}_2\text{O}}^* = 23,8 \cdot 0,8 = 19 \text{ мм. рт. ст.}$$

Парціальний тиск діоксиду вуглецю:

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{800 \cdot 4}{100} = 32 \text{ мм. рт. ст.}$$

Оскільки вміст NH_3 на виході із ПГКЛ-2 дуже малий, знехтуємо ним і запишемо сумарний тиск газу таким чином:

$$P_{\text{заг.}} = P_{\text{N}_2} + P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{O}}^*$$

Знаходимо парціальний тиск інертного газу:

$$P_{\text{N}_2} = 800 - (19 + 32) = 749 \text{ мм. рт. ст.}$$

Оскільки об'єм інертного газу залишається незмінним, знаходимо загальний об'єм газу на виході із ПГКЛ-2:

$$V_{\text{заг.}} = \frac{P_{\text{заг.}} \cdot V_{\text{N}_2}}{P_{\text{N}_2}},$$

$$V_{\text{заг.}} = \frac{800 \cdot 515}{749} = 550 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

У газі на виході із ПГКЛ-2 буде міститися:

$$V_{\text{NH}_3} \quad 20 \cdot 10^{-6} \cdot 550 = 0,01 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 0,01\% \text{ об.};$$

$$V_{\text{CO}_2} \quad 550 \cdot \frac{4256 \cdot 10^2}{1064 \cdot 10^2} = 22,0 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 43,21 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 4\% \text{ об.};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} \quad 550 \cdot \frac{25,27 \cdot 10^2}{1064 \cdot 10^2} = 13,06 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 10,49 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 2,37\% \text{ об.};$$

$$V_{\text{N}_2} \quad 550 \cdot \frac{996,17 \cdot 10^2}{1064 \cdot 10^2} = 515,0 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 643,6 \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 93,62\% \text{ об.};$$

Всього: $560,06 \text{ м}^3/\text{т соди} \quad 697,31\% \text{ кг/т соди} \quad \text{або} \quad 100,0\% \text{ об.}$

Кількість поглинених у ПГКЛ-2 компонентів складатиме:

$$G_{\text{NH}_3} = 75,3 - 0,01 = 75,29 \text{ кг/т соди};$$

$$G_{\text{CO}_2} = 81,7 - 43,21 = 38,49 \text{ кг/т соди};$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 30,4 - 10,49 = 19,90 \text{ кг/т соди}.$$

Поглинені NH_3 і CO_2 взаємодіють у розчині з утворенням карбонату амонію, відповідно до реакції (14).

На взаємодію із CO_2 витрачено NH_3 :

$$\frac{38,49 \cdot 2 \cdot 17}{44} = 29,74 \text{ кг /т соди}.$$

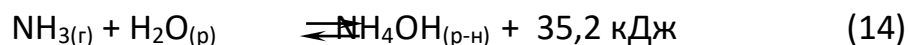
Витрачено води:

$$\frac{38,49 \cdot 18}{44} = 15,27 \text{ кг /т соди}.$$

Утворилося карбонату натрію:

$$\frac{38,49 \cdot 96}{44} = 84 \text{ кг /т соди}.$$

Залишилося аміаку на реакцію з водою з утворенням NH_4OH , відповідно до реакції:



$$75,29 - 29,74 = 45,55 \text{ кг/т соди}.$$

Кількість утвореного NH_4OH :

$$G_{\text{NH}_4\text{OH}} = \frac{45,55 \cdot 35}{17} = 93,78 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено води:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{45,55 \cdot 18}{17} = 48,23 \text{ кг/т соди.}$$

У результаті поглинання аміаку, конденсації водяної пари у ПГКЛ-2 відбувається збільшення об'єму розсолу, яке можна визначити за зміною концентрації іона Cl^- у розсолі до і після ПГКЛ-2: $\text{Cl}_{\text{поч.}}^- = 106 \text{ н.д.}$; $\text{Cl}_{\text{кін.}}^- = 102,3 \text{ н.д.}$

$$V_{\text{вих.роз.}} = \frac{3,75 \cdot 106}{102,3} = 3,88 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

З розсолем із ПГКЛ-2 у ПГАБ уходить:

NaCl	1162,5 кг/т соди	102,3 н.д.;	
домішки	16,12 кг/т соди	пр.титр = 0,2 н.д.	$\text{CO}_2 - 0,2 \text{ н.д.}$;
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	84,0 кг/т соди	пр.титр = 22,8 н.д.	$\text{CO}_2 - 9,02 \text{ н.д.}$;
NH_4OH	93,78 кг/т соди;		
H_2O	$3321,37 + 19 - (15,27 + 48,23) = 3277 \text{ кг/т соди.}$		
Всього	4633,5 кг/ т соди.		

Прямий титр розсолу на виході з апарата 23,02 н.д., густина розсолу:

$$\frac{4633}{3,88} = 1194 \text{ кг/м}^3.$$

Результати розрахунків зводимо в таблицю матеріального балансу промивача газу колон (табл. 4.2.)

Таблиця 4.2 – Матеріальний баланс промивача газу колон (ПГКЛ-2)

Компоненти	Прихід, кг/ т соди				Витрата, кг/ т соди			
	з очищеним розсолом	з газом із ПГКЛ-1	утворилося при реакції	Всього	з розсолом у ПГАБ	з газом в атмосферу	витрачається на реакцію	Всього
NaCl	1162,5	–	–	1162,5	1162,5	–	–	1162,5
домішки	16,12	–	–	16,12	16,12	–	–	16,12
H ₂ O	3321,37	30,4	–	3351,77	3277,0	10,49	63,5	3350,99
(NH ₄) ₂ CO ₃	–	–	84,0	84,0	84,0	–	–	84,0
NH ₄ OH	–	–	93,78	93,78	93,78	–	–	93,78
NH ₃	–	75,3	–	75,3	–	0,01	75,29	75,3
CO ₂	–	81,7	–	81,7	–	43,21	38,49	81,7
інертний газ	–	643,6	–	643,6	–	643,2	–	643,6
Всього	4500,0	831,0	177,78	5508,77	4633,4	697,31	177,28	5507,99

4.1.3 Матеріальний баланс промивача газу абсорбції (ПГАБ)

Таблиця 4.3 – Склад і кількість розсолу, що надходить у ПГАБ

Компоненти	Розсіл після ППФЛ, кг/т соди	Розсіл після ПГКЛ-2, кг/т соди	Всього
NaCl	387,50	1162,50	1550,00
домішки	5,38	16,12	21,50
(NH ₄) ₂ CO ₃	9,30	84,00	93,30
NH ₄ OH	–	93,78	93,78
H ₂ O	1105,38	3277,000	4382,38
Всього	1507,56	4633,40	6140,96

Об'єм розсолу:

$$V_{\text{вх.}} = 1,26 + 3,88 = 5,14 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Густина розсолу на вході:

$$\rho_{\text{вх.}} = \frac{6140}{5,14} = 1195 \text{ кг/м}^3.$$

Температура розсолу за умов швидкого змішування розсолу в верхній частині

$$\frac{4622 \cdot 0,77 \cdot 36 + 1507,2 \cdot 60,77 \cdot 20}{0,77 \cdot 6140} = 32 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Вміст

$$\text{NaCl} \quad \frac{1550 \cdot 20}{58,5 \cdot 5,14} = 103,1 \text{ н.д.};$$

$$\text{NH}_3 \quad \frac{93,3 \cdot 20}{48 \cdot 5,14} + \frac{93,78 \cdot 20}{35 \cdot 5,14} = 18 \text{ н.д.}$$

На виході із ПГАБ розсіл містить іон Cl^- у кількості 102 н.д. Загальна концентрація NH_3 збільшується до 22 н.д.

Об'єм розсолу на виході:

$$V_{\text{вих.}} = \frac{5,14 \cdot 103,1}{102,3} = 5,19 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Кількість аміаку, поглиненого в ПГАБ:

$$5,19 \cdot \frac{221}{20} - 5,14 \cdot \frac{18}{20} = 1,08 \text{ г - екв} \quad \text{або} \quad 18,36 \text{ кг/т соди.}$$

Вважаючи, що весь поглинений розсолем аміак, зв'язується у вигляді карбонату амонію, визначаємо кількість поглиненого в ПГАБ діоксиду вуглецю:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{18,36}{17} \cdot \frac{44}{2} = 23,76 \text{ кг/т соди;}$$

$$G_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = \frac{18,36}{17} \cdot \frac{96}{2} = 51,84 \text{ кг/т соди;}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{18,36}{17} \cdot \frac{18}{2} = 9,72 \text{ кг/т соди.}$$

Газ на виході з ПГАБ має температуру 34°C , розрідження 372 ГПа; об'ємну витрату газу $893 \text{ м}^3/\text{годину}$; концентрації: CO_2 – 75% об., NH_3 – 2,75% об., тиск

водяної пари – 42,6 ГПа. Загальний тиск водяної пари визначаємо, виходячи з того, що газ насичений ними при температурі 34°C

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 39,9 \text{ мм. рт. ст.}$$

З урахуванням поправки на закон Рауля

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 39,9 \cdot 0,8 = 32 \text{ мм. рт. ст.};$$

$$P_{\text{заг.}} = P_{\text{N}_2} + P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{NH}_3};$$

$$P_{\text{NH}_3} = 480 \cdot 0,0275 = 13,2 \text{ мм. рт. ст.};$$

$$P_{\text{CO}_2} = 480 \cdot 0,075 = 360 \text{ мм. рт. ст.}$$

Знаходимо тиск інертного газу:

$$P_{\text{N}_2} = 480 - 360 - 13,2 - 32 = 74,8 \text{ мм. рт. ст.}$$

З газом у ХГПК уходить:

CO₂ 25,1 м³/т соди або 49,3 кг/т соди;

NH₃ 0,92 м³/ т соди або 0,69 кг/ т соди;

H₂O 2,23 м³/ т соди або 1,82 кг/ т соди;

інертний газ 5,22 м³/т соди або 6,52 кг/ т соди.

Всього 33,47 м³/т соди або 58,32 кг/т соди.

Знаходимо склад газу на вході в ПГАБ (вихід з АБ-1). Кількість Н₂О в газовій фазі вважаємо постійною, оскільки температура газу на вході і на виході дорівнює 34°С.

СО ₂	49,3 + 23,76 = 73,06 кг/т соди	або	37,19 м ³ /т соди	53,3 % об.
НН ₃	0,69 + 18,36 = 19,05 кг/т соди	або	25,1 м ³ /т соди	3,6 % об.
Н ₂ О	1,82 кг/т соди	або	2,25 м ³ /т соди	3,22%об.
Інерний газ	6,52 кг/т соди	або	5,22 м ³ /т соди	7,48 % об.
<hr/>				
Всього	100,45 кг/т соди	або	69,77 м ³ /т соди	100,0 % об.

Розрідження в нижній частині апарата становить 200 мм. рт. ст. (266 ГПа).

З розсоллом із ПГАБ в АБ-1 уходить:

NaCl	1550,0 кг/т соди
Домішки	21,5 кг/т соди
НН ₄ ОН	93,78 кг/т соди
(НН ₄) ₂ СО ₃	93,3 + 51,84 = 145,14 кг/т соди
Н ₂ О	4382 – 9,72 = 4372,3 кг/т соди
<hr/>	
Всього:	6182,7 кг/т соди

Об'єм розчину 5,19 м³, густина

$$\rho_{\text{вх.}} = \frac{6182,7}{5,19} = 1191 \text{ кг/м}^3$$

Вміст $\text{Cl}^- = 102$ н.д.; $\text{NH}_3 = 22$ н.д.

Отримані дані зводимо в таблицю матеріального балансу промивача газу абсорбції (табл. 4.4).

Таблиця 4.4 - Матеріальний баланс промивача газу абсорбції (ПГАБ)

Компоненти	Прихід, кг/ т соди				Витрата, кг/ т соди			
	з розсолом із ПГКЛ-2 і ППФЛ	з газом з АБ-1	утворилося при реакції	Всього	з розсолом в АБ-1	з газом у ХГПК	витрачається на реакцію	Всього
NaCl	1550,0	-	-	1550,0	1550,0	-	-	1550,0
Домішки	21,5	-	-	21,5	21,5	-	-	21,5
H ₂ O	4382,0	1,81	-	4383,81	4372,83	1,81	9,72	4384,36
(NH ₄) ₂ CO ₃	93,3	-	51,84	145,14	145,14	-	-	145,14
NH ₄ OH	93,78	-	-	93,78	93,78	-	-	93,78
CO ₂	-	73,06	-	73,06	-	49,3	23,76	73,06
NH ₃	-	19,05	-	19,05	-	0,69	18,36	19,05
Інертний газ	-	6,52	-	6,52	-	6,52	-	6,52

Всього	6140,58	100,44	51,48	6292,86	6183,25	58,32	51,84	6293,41
--------	---------	--------	-------	---------	---------	-------	-------	---------

4.1.4 Матеріальний баланс першого абсорбера (АБ-1)

У верхню частину АБ-1 із ПГАБ надходить 5,19 м³ розсолу, прямий титр якого 22,0 н.д., температура 33°C, густина 1190 кг/м³. Зазначений розсіл має наступний склад [10]:

NaCl	1550,0 кг/т соди;
домішки	21,5 кг/т соди;
NH ₄ OH	93,78 кг/ т соди;
(NH ₄) ₂ CO ₃	145,14 кг/ т соди;
H ₂ O	4372,3 кг/ т соди.
<hr/>	
Всього:	6182,7 кг/ т соди.

Розсіл на виході з АБ-1 містить: NaCl – 96 н.д.; прямий титр – 62 н.д.; загальний CO₂ – 20 н.д.

Склад газу на виході з АБ-1, отриманий при розрахунку ПГАБ:

CO ₂	73,06 кг/т соди	або	37,19 м ³ /т соди	53,3 % об.;
NH ₃	19,05 кг/т соди	або	25,1 м ³ /т соди	36,0 % об.;
H ₂ O _(пара)	1,81 кг/т соди	або	2,25 м ³ / т соди	3,22 % об.;
інертний газ	6,52 кг/т соди	або	5,22 м ³ / т соди	7,48 %об..
<hr/>				
Всього:	100,45 кг/т соди	або	69,76 м ³ /т соди	100,0 %об.

В АБ-1 поглинається $62 - 22 = 40$ н.д. аміаку. Об'єм розсолу на виході з АБ-1 знаходимо за зміною вмісту NaCl:

$$V_{\text{вих.}} = \frac{5,19 \cdot 102}{96} = 5,51 \text{ м}^3/\text{т соди.}$$

Міститься аміаку в ньому:

$$\frac{62}{20} \cdot 17 \cdot 5,51 = 290 \text{ кг/т соди.}$$

В АБ-1 поглинулося аміаку:

$$290 - \frac{22}{20} \cdot 17 \cdot 5,19 = 193 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість поглиненого CO₂:

$$\frac{20}{20} \cdot 22 \cdot 5,51 - \frac{145}{96} \cdot 44 = 54,7 \text{ кг/т соди.}$$

Таким чином, в АБ-1 входить із газом:

NH₃ 19,05 + 193 = 212 кг/т соди або 279 м³/т соди;

CO₂ 73,06 + 54,7 = 127,8 кг/ т соди або 65 м³/т соди;

інертний газ 6,52 кг/ т соди або 5,22 м³/т соди.

Температура газу 51°C, тиск внизу АБ-1 630 мм. рт. ст. Знаходимо кількість водяних парів в газі, враховуючи, що газ насичений водяними парами при температурі, тобто при температурі 51°C $P_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} = 97,2$ мм. рт. ст.

З урахуванням поправки на закон Рауля

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 97,2 \cdot 0,8 = 78 \text{ мм. рт. ст.}$$

Об'єм сухого газу – $V_{\text{с.г.}} = 349 \text{ м}^3/\text{т}$ соди. Тиск сухого газу:

$$P_{\text{с.г.}} = 630 - 78 = 552 \text{ мм. рт. ст.}$$

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

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{78 \cdot 349}{730,3552} = 49,3 \text{ м}^3/\text{т} \text{ соди або } 39,6 \text{ кг/т соди.}$$

Склад газу, що надходить в АБ-1:

NH_3	212 кг/т соди	або	279 м ³ /т соди	69,9 %об.;
CO_2	127,8 кг/т соди	або	65 м ³ /т соди	16,3 %об.;
H_2O	39,6 кг/т соди	або	49,3 м ³ /т соди	12,5 %об.;
інертний газ	6,52 кг/т соди	або	5,22 м ³ /т соди	7,48 %об..
<hr/>				
Всього:	385,92 кг/т соди	або	399,0 м ³ /т соди	100,0 %об..

На стадію амонізації надходить газ дистилера слабкої рідини наступного складу:

NH ₃	40 кг/т соди	або 52,7 м ³ /т соди;
CO ₂	39 кг/т соди	або 19,9 м ³ /т соди;
інертний газ	1 кг/т соди	або 0,8 м ³ /т соди.

Температура і тиск газу дорівнюють температурі і тиску газу, що виходить із АБ-2, відповідно, 51°С і 630 мм. рт. ст. Також $P_{с.г.} = 552$ мм. рт. ст., $V_{с.г.} = 73,4$ м³/т соди.

$$V_{H_2O} = \frac{73,4 \cdot 78}{552} = 10,4 \text{ м}^3/\text{т соди} \text{ або } 8,33 \text{ кг/т соди.}$$

Газ на виході з холодильника газу дистиляції слабких рідин має температуру 60°С. Тиск водяної пари за цих умов $P_{H_2O}^{\circ} = 149$ мм. рт. ст. З урахуванням мольної частки води

$$P_{H_2O} = 149 \cdot 0,8 = 119,5 \text{ мм. рт. ст.}$$

Тиск сухого газу:

$$P_{с.г.} = 630 - 149 = 481 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$V_{H_2O} = \frac{73,4 \cdot 149}{481} = 22,7 \text{ м}^3/\text{т соди} \text{ або } 18,3 \text{ кг/т соди.}$$

При охолодженні газу дистилера слабких рідин ДСР в АБ-1 сконденсується водяної пари:

$$G_{H_2O} = 18,3 - 8,3 = 10 \text{ кг/т соди.}$$

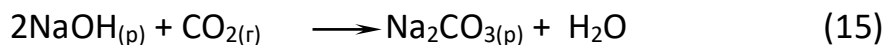
За рахунок охолодження всього потоку в апараті конденсується вода в кількості:

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = 39,6 - 1,81 = 37,8 \text{ кг/т соди.}$$

Таким чином, із АБ-2 уходить газ наступного складу:

NH ₃	212 – 40 = 172 кг/т соди	227 м ³ /т соди	72 %об.;
CO ₂	127,8 – 39 = 88,8 кг/т соди	45,2 м ³ /т соди	14,3 %об.;
H ₂ O	39,6 – 8,3 = 31,3 кг/т соди	38,9 м ³ /т соди	12,3 %об.;
інертний газ	6,52 – 1,0 = 5,52 кг/т соди	4,42 м ³ /т соди	1,4 %об.
<hr/>			
Всього:	297,62 кг/т соди	315,5 м ³ /т соди	100,0 %об.

В АБ-1 поглинається 54,7 кг CO₂ на тонну соди. Частина поглиненого CO₂ витрачається на реакцію:



Вільний NaOH міститься в очищеному розсолі в кількості 0,35 кг/т соди. На реакцію витрачається CO₂:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{0,35 \cdot 44}{80} = 0,19 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість утвореної води:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0,35 \cdot 18}{80} = 0,08 \text{ кг/т соди.}$$

Кількість утвореного карбонату натрію:

$$G_{\text{Na}_3\text{CO}_3} = \frac{0,35 \cdot 106}{80} = 0,45 \text{ кг/т соди.}$$

В «домішки» додається:

$$0,45 - 0,35 = 0,1 \text{ кг/ т соди.}$$

Залишкова кількість CO_2 витрачається на утворення карбонату амонію

$$G_{\text{CO}_2} = 54,7 - 0,19 = 54,51 \text{ кг/ т соди.}$$

Витрата NH_3 на утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{54,51 \cdot 17 \cdot 2}{44} = 42,12 \text{ кг/т соди.}$$

Витрата води:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{54,51 \cdot 18}{44} = 22,3 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося карбонату амонію:

$$G_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = \frac{54,51 \cdot 96}{44} = 118,9 \text{ кг/т соди.}$$

Всього в АБ-1 поглинається 193 кг NH_3 . Залишкова кількість аміаку витрачається на утворення NH_4OH :

$$G_{\text{NH}_3} = 193 - 42,12 = 150,88 \text{ кг/ т соди.}$$

Витрата води на утворення NH_4OH :

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{150,9 \cdot 18}{17} = 159,0 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося NH_4OH :

$$G_{\text{NH}_4\text{OH}} = \frac{150,9 \cdot 35}{17} = 3130 \text{ кг/т соди.}$$

З АБ-1 у холодильник уходить частково амонізований розсіл складу:

NaCl 1550,0 кг/т соди = 96 н.д.;

домішки 21,5 + 0,1 = 21,6 кг/т соди(пр. титр. = 0,25 н.д., CO_2 – 0,25 н.д.);

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 145,14 + 118,9 = 263,9 кг/т соди(пр.титр.=20,0 н.д., CO_2 –20,0 н.д.);

NH_4OH 93,78 + 313,0 = 406,8 кг/т соди = 42 н.д.;

H_2O 4372,35 + 10,0 + 37,8 + 0,08 + (– 22,3 –159,0) = 4239 кг/ т соди.

Всього: 6480,5 кг/т соди (пр. титр = 62,25, заг. CO₂ = 20,25 н.д.

Густина розсолу:

$$\frac{6480,5}{5,51} = 1176 \text{ кг/м}^3.$$

Одержані результати розрахунків заносимо в таблицю матеріального балансу першого абсорбера (табл. 4.5).

4.1.5 Матеріальний баланс другого абсорбера (АБ-2)

У верхню частину АБ-2 надходить охолоджений у холодильнику, частково амонізований розсіл: $V_{\text{вх.}} = 5,51 \text{ м}^3/\text{т}$ соди, прямий титр = 62,25 н.д.; заг. CO₂ = 20,25 н.д.; густина – 1176 кг/м³, температура 28°C [10].

У розсолі міститься:

NaCl 1550,0 кг/т соди = 96 н.д.;

домішки 21,6 кг/т соди (пр. титр. = 0,25 н.д., CO₂ – 0,25 н.д.);

(NH₄)₂CO₃ 263,9 кг/т соди (пр. титр.=20,0 н.д., CO₂ – 20,0 н.д.);

NH₄OH 406,8 кг/т соди = 42 н.д.;

H₂O 4239 кг/ т соди.

Всього: 6480,5 кг/т соди.

Таблиця 4.5 – Матеріальний баланс першого абсорбера (АБ-1)

Компоненти	Прихід, кг / т соди	Витрата, кг / т соди
------------	---------------------	----------------------

	рідина ПГАБ	з газом з АБ-2	з газом із ДСР	утворилося при реакції	Всього	з рідиною в холодильник і потім в АБ-2	з газами в ПГАБ	витрачено на реакцію	Всього
NaCl	1550,0	–	–	–	1550,0	1550,0	–	–	1550,0
Домішки	21,5	–	–	0,1	21,6	21,6	–	–	21,6
(NH ₄) ₂ CO ₃	145,14	–	–	118,9	264,04	263,9	–	–	263,9
NH ₄ OH	93,78	–	–	313,0	406,78	406,9	–	–	406,8
H ₂ O	4372,3	31,3	18,33	0,08	4422,01	4239,0	1,81	181,3	4422,11
CO ₂	–	88,8	39,0	–	127,8	–	73,06	54,7	127,76
NH ₃	–	172,0	40,0	–	212,0	–	19,05	193,0	212,05
Інертний газ	–	5,52	1,0	–	6,52	–	6,52	–	6,52
Всього	6182,72	297,62	98,33	432,08	7010,75	6481,3	100,44	429,0	7010,74

Газ на виході з АБ-2 має склад:

CO₂ 88,8 кг/т соди 45,2 м³/т соди 14,3 % об.;

NH₃ 172,0 кг/т соди 227,0 м³/т соди 72,0 % об.;

H₂O 31,3 кг/ т соди 38,9 м³/ т соди 12,3 % об.;

інертний газ 5,52 кг/ т соди 4,22 м³ / т соди 1,4 % об.

Всього: 297,62 кг/ т соди 315,5 м³/ т соди 100,0 % об.

Об'єм розсолу на виході з АБ-2 знаходимо, знаючи вміст іона
Cl⁻ = 89,6 н.д.:

$$V_{\text{вих.}} = V_{\text{вх.}} \cdot \frac{Cl_{\text{поч.}}^-}{Cl_{\text{кін.}}^-},$$

$$V_{\text{в.ых.}} = 5,51 \cdot \frac{96}{89,6} = 5,9 \text{ м}^3.$$

Загальний вміст аміаку в розсолі становить 104 н.д.:

$$\frac{\text{NH}_3_{\text{заг.}}}{\text{Cl}^-} = \frac{104}{89,6} = 1,16.$$

Загальний вміст CO₂ дорівнює 41 н.д. (+0,25 н.д. домішки):

Склад розсолу на виході з АБ-2:

$$\text{NaCl} \quad \frac{1550 \cdot 20}{5,9 \cdot 58,8} = 89,6 \text{ н.д.};$$

домішки 21,6 кг/т соди (пр. титр.= 0,25 н.д., CO₂ – 0,25 н.д.);

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \quad \frac{41,0 \cdot 5,9 \cdot 48}{20} = 580,6 \text{ кг/т соди}; 41,0 \text{ н.д.};$$

$$\text{NH}_4\text{OH} \quad \frac{63 \cdot 5,9 \cdot 35}{20} = 650,5 \text{ кг/т соди}; 104 - 41 = 63 \text{ н.д.}$$

Значить в АБ-2 утворилося NH₄OH:

$$650,5 - 406,8 = 243,7 \text{ кг/т соди.}$$

Поглинулося аміаку на утворення NH₄OH:

$$\frac{243,7 \cdot 17}{35} = 118,4 \text{ кг/т соди.}$$

Утворилося $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$580,6 - 263,9 = 316,7 \text{ кг/т соди.}$$

Поглинулося аміаку на утворення NH_4OH :

$$\frac{316,7 \cdot 17 \cdot 2}{96} = 112 \text{ кг/т соди.}$$

Всього поглинулося аміаку:

$$112 + 118,4 = 230,4 \text{ кг/т соди.}$$

Поглинулося CO_2 на утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$\frac{316,7 \cdot 44}{96} = 145 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено H_2O на утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:

$$\frac{316,7 \cdot 18}{96} = 59,4 \text{ кг/т соди.}$$

Витрачено H_2O на утворення NH_4OH :

$$\frac{243,7 \cdot 18}{35} = 125,33 \text{ кг/т соди.}$$

Витрата H₂O на хімічні реакції:

$$59,4 + 125,33 = 184,7 \text{ кг/т соди.}$$

Газ на вході в АБ-2 містить:

NH ₃	172 + 230,4 = 402,4 кг/т соди	або	530 м ³ /т соди;
CO ₂	88,8 + 145 = 233,8 кг/ т соди	або	119 м ³ / т соди;
інертний газ	5,52 кг/ т соди	або	4,42 м ³ /т соди.
<hr/>			
Всього:	641,72 кг/т соди	або	653,42 м ³ / т соди.

Газ на вході в АБ-2 має температуру 59°C. Пружність водяної пари при 59 °C – P_{H₂O}⁰ = 142,6 мм. рт. ст.

З урахуванням мольної частки води

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 142,8 \cdot 0,8 = 114 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{653,42 \cdot 114}{566} = 131,6 \text{ м}^3/\text{т соди або } 106 \text{ кг/т соди.}$$

Склад газу на вході в АБ-2 (вихід із ХГДС):

NH ₃	530 м ³ /т соди	67,5 %(об.)	402,4 кг/ т соди;
CO ₂	119 м ³ / т соди	15,2 %(об.)	233,8 кг/ т соди;
H ₂ O	131,6 м ³ / т соди	16,8 %(об.)	106,0 кг/ т соди;

інертний газ	4,42 м ³ / т соди	0,5 %(об.)	5,52 кг/ т соди.
<hr/>			
Всього:	785 м ³ / т соди	100,0 %(об.)	747,7 кг/ т соди.

Баланс по воді для АБ-2 має вигляд.

Прихід з газом із ХГДС:

$$106 - 31 = 75 \text{ кг/ т соди.}$$

Витрата на хімічні реакції:

$$125,33 + 59,4 = 184,73 \text{ кг/ т соди.}$$

Разом (– 109,73) кг/ т соди.

Вміст Н₂О в розсолі

$$4239 - 109,7 = 4129,3 \text{ кг/т соди.}$$

Склад розсолу:

NaCl 1550,0 кг/ т соди = 89,6 н.д.;

NH₄OH 650,5 кг/ т соди = 63,0 н.д.;

(NH₄)₂CO₃ 580,6 кг/ т соди = 41,0 н.д.;

домішки 21,6 кг/ т соди (пр. титр = 0,25 н.д., CO₂ = 0,25 н.д.).

Всього: 6932,0 кг/ т соди.

Об'єм розсолу: 5,9 кг/м³, густина дорівнює

$$\frac{6932}{5,9} = 1175 \text{ кг/м}^3.$$

Отримані результати розрахунків зводимо в таблицю матеріального балансу другого абсорбера (табл. 4.6.)

Годинна потужність виробництва складає

$$\frac{400000}{358 \cdot 24} = 46,6 \text{ т/год},$$

де 400000 – задана потужність виробництва, т/рік;

358 – ефективний фонд роботи виробництва, доба.

Кількісні величини матеріальних балансів основних апаратів стадії амонізації очищеного розсолу на годинну потужність заносимо до таблиці зведеного матеріального балансу (табл. 4.7).

Таблиця 4.6 – Матеріальний баланс другого абсорбера (АБ-2)

Компоненти	Прихід, кг / т соди				Витрата, кг / т соди			
	з рідиною з АБ-1	з газами після ХГДС	утворилося по реакції	Всього	з рідиною в холодильник	з газами в АБ-1	витрачено на реакцію	Всього
NaCl	1550,0	-	-	1550,0	1550,0	-	-	1550,0
Домішки	21,5	-	-	21,6	21,6	-	-	21,6
(NH ₄) ₂ CO ₃	263,9	-	316,7	580,6	580,6	-	-	580,6
NH ₄ OH	406,8	-	243,7	650,5	650,5	-	-	650,5
H ₂ O	4239,0	106,0	-	4345,0	4129,3	31,3	184,7	4345,3
CO ₂	-	233,8	-	233,8	-	88,8	145,0	233,8
NH ₃	-	402,4	-	402,4	-	172,0	230,4	402,4
Інертний газ	-	5,52	-	5,52	-	5,52	-	5,52

Всього	6481,3	747,72	560,4	7789,42	6932,0	297,62	560,1	7789,72
--------	--------	--------	-------	---------	--------	--------	-------	---------

Таблиця 4.7 – Зведений матеріальний баланс стадії амонізації очищеного розсолу

Промивач повітря фільтрів (ППФЛ)							
Прихід	кг/ т соди	кг/годину	%мас.	Витрата	кг/т соди	кг/годину	%мас.
1	2	3	4	5	6	7	8
1. Очищений розсіл:				1. Розсіл у ПГАБ:			
NaCl	387,5	18040,0	25,8	NaCl	387,5	18040,0	25,7
домішки	5,4	250,5	0,4	домішки	5,4	250,5	0,4
H ₂ O	1107,1	51541,9	73,8	(NH ₄) ₂ CO ₃	9,3	433,0	0,6
				H ₂ O	1105,4	51460,9	73,3
Разом:	1500,0	69832,4	100,0	Разом:	1507,6	70184,4	100,0
2. Газ вакуум-фільтрів:				2. Газ в атмосферу:			
H ₂ O	6,3	293,3	2,1	H ₂ O	6,3	293,3	1,7
CO ₂	8,6	398,0	2,9	CO ₂	4,3	199,7	1,2
NH ₃	3,3	153,6	1,1	NH ₃	0,004	0,2	0,0012
інертний газ	275,8	12843,6	93,9	інертний газ	275,9	12843,6	97,1
Разом:	294,0	13688,5	100,0	Разом:	286,5	13336,8	100,0
3. Утворилося при реакції:				3. Витрачається на реакцію:			
(NH ₄) ₂ CO ₃	9,3	433,1	100,0	H ₂ O	1,7	81,1	18,7
				CO ₂	4,3	198,3	45,8
				NH ₃	3,2	153,4	35,5
Разом:	9,3	433,1	100,0	Разом:	9,2	432,8	100,0
РАЗОМ:	1803,3	83954,0		РАЗОМ:	1803,3	83954,0	

Продовження табл. 4.7

1	2	3	4	5	6	7	8
Промивач газу колон (ПГКЛ-2)							
1. Очищений розсіл:				1. Розсіл у ПГАБ:			
NaCl	1162,5	54120,1	25,8	NaCl	1162,5	54120,1	25,1
домішки	16,12	750,5	0,4	домішки	16,12	750,5	0,3
H ₂ O	3321,37	154626,2	73,8	H ₂ O	3277	152560,5	70,7
				(NH ₄) ₂ CO ₃	84,2	3910,6	1,8
				NH ₄ OH	93,78	4365,9	2,1
Разом:	4500,0	209496,8	100,0	Разом:	4633,6	215707,6	100,0
2. Газ з ПГКЛ-1:				2. Газ в атмосферу:			
H ₂ O	30,4	1415,3	3,7	H ₂ O	10,5	488,4	1,5
NH ₃	75,3	3505,6	9,1	CO ₂	0,01	0,5	0,0
CO ₂	81,7	3803,5	9,8	NH ₃	43,2	2011,6	6,2
інертний газ	643,6	29962,8	77,4	інертний газ	643,2	29944,1	92,3
Разом:	831,0	38687,2	100,0	Разом:	696,9	32444,6	100,0
3. Утворилося при реакції:				3. Витрачається на реакцію:			
(NH ₄) ₂ CO ₃	84,0	3910,6	47,2	H ₂ O	63,5	2956,2	35,8
NH ₄ OH	93,8	4365,9	52,8	NH ₃	75,3	3505,1	42,5
				CO ₂	38,5	1791,9	21,7
Разом:	177,8	8276,5	100,0	Разом:	177,3	8253,2	100,0
РАЗОМ:	5508,8	256460,5		РАЗОМ:	5508,8	256460,5	
Промивач газу абсорбції (ПГАБ)							
1. Розсіл із ПГКЛ-2 і ППФЛ				1. Розсіл в АБ-1:			
NaCl	1550,0	72160,1	25,2	NaCl	1550,0	72160,1	25,1
домішки	21,5	1000,9	0,4	Домішки	21,5	1000,9	0,3
H ₂ O	4382,0	204003,7	71,4	H ₂ O	4372,8	203576,8	70,7

(NH ₄) ₂ CO ₃	93,3	4343,6	1,5	(NH ₄) ₂ CO ₃	145,1	6757,0	2,3
NH ₄ OH	93,8	4365,9	1,5	NH ₄ OH	93,8	4365,9	1,5
Разом:	6140,6	285874,2	100,0	Разом:	6183,3	287860,8	100,0
2. Газ з АБ-1:				2. Газ у ХГПК:			
H ₂ O	1,8	84,3	1,8	H ₂ O	1,8	84,3	3,1
CO ₂	73,1	3401,3	72,7	CO ₂	49,3	2295,2	85,3
NH ₃	19,1	886,9	19,0	NH ₃	0,69	32,1	1,2
інертний газ	6,4	303,5	6,5	інертний газ	6,0	279,3	10,4
Разом:	100,4	4676,0	100,0	Разом:	57,8	2690,9	100,0
3. Утворилося при реакції				3. Витрачається на реакцію:			
(NH ₄) ₂ CO ₃	51,9	2414,7	100,0	H ₂ O	9,72	452,5	18,8
				CO ₂	23,76	1106,1	45,8
				NH ₃	18,36	854,7	35,4
Разом:	51,9	2414,7	100,0	Разом:	51,8	2413,3	100,0
РАЗОМ:	6292,9	292964,9		РАЗОМ:	6292,9	292964,9	

Продовження табл. 4.7

1	2	3	4	5	6	7	8
Перший абсорбер (АБ-1)							
1. Розсіл з ПГАБ:				1. Розсіл в АБ-2:			
NaCl	1550	72160,1	25,1	NaCl	1550	72160,1	23,9
Домішки	21,5	1000,9	0,4	домішки	21,6	1005,6	0,3
H ₂ O	4372,83	203576,8	70,7	(NH ₄) ₂ CO ₃	263,9	12285,8	4,1

(NH ₄) ₂ CO ₃	145,14	6757,0	2,3	NH ₄ OH	406,9	18943,2	6,3
NH ₄ OH	93,78	4365,9	1,5	H ₂ O	4239	197346,4	65,4
Разом:	6183,25	287860,8	100,0	Разом:	6481,4	301741,2	100,0
2. Газ з АБ-2:				2. Газ в ПГАБ:			
H ₂ O	31,3	1457,2	10,5	H ₂ O	1,8	84,3	1,8
CO ₂	88,8	4134,1	29,8	CO ₂	73,06	3401,3	72,7
NH ₃	172	8007,4	57,8	NH ₃	19,05	886,9	19,0
інертний газ	5,52	257,0	1,9	інертний газ	6,52	303,5	6,5
Разом:	297,62	13855,7	100,0	Разом:	100,4	4676,0	100,0
3. Газ із ДСР:				3. Витрачається на реакцію:			
H ₂ O	18,33	853,4	18,6	H ₂ O	181,3	8440,4	42,3
CO ₂	39	1815,6	39,7	CO ₂	54,7	2546,6	12,8
NH ₃	40	1862,2	40,7	NH ₃	193,5	8985,5	45,0
інертний газ	1	46,6	1,0	Разом:	429,5	19972,5	100,0
Разом:	98,33	4577,8	100,0				
4. Утворилося при реакції:							
домішки	0,1	4,7	0,0				
(NH ₄) ₂ CO ₃	118,9	5535,4	27,5				
NH ₄ OH	313	14571,7	72,6				
H ₂ O	0,08	3,7	0,02				
Разом:	432,08	20115,5	100,0				
РАЗОМ:	7011,3	326409,7		РАЗОМ:	7011,3	326409,7	
Другий абсорбер (АБ-2)							
1. Розсіл з АБ-1:				1. Розсіл в ХАР:			
NaCl	1550	72160,1	23,9	NaCl	1550,0	72160,1	22,4
домішки	21,6	1005,6	0,3	домішки	21,6	1005,6	0,3
(NH ₄) ₂ CO ₃	263,9	12285,8	4,1	(NH ₄) ₂ CO ₃	580,6	27029,8	8,4
NH ₄ OH	406,9	18943,2	6,3	NH ₄ OH	650,5	30284,0	9,4

H ₂ O	4239	197346,4	65,4	H ₂ O	4129,3	192239,3	59,6
Разом:	6481,4	301741,1	100,0	Разом:	6932,0	322718,8	100,0
2. Газ після ХГДС:				2. Газ в АБ-1:			
H ₂ O	106,0	4934,8	14,2	H ₂ O	31,3	1457,2	10,5
CO ₂	233,8	10884,5	31,3	CO ₂	88,8	4134,1	29,9
NH ₃	402,4	18733,7	53,8	NH ₃	172,0	8007,4	57,9
інертний газ	5,5	257,0	0,7	інертний газ	5,0	232,8	1,7
Разом:	747,7	34810,0	100,0	Разом:	297,1	13831,5	100,0
3. Утворюється по реакції				3. Витрачається на реакцію:			
(NH ₄) ₂ CO ₃	316,7	14743,9	56,5	H ₂ O	184,7	923,5	3,5
NH ₄ OH	243,7	11345,5	43,5	CO ₂	145,0	6750,5	25,9
				NH ₃	230,4	10726,3	41,1
Разом:	560,4	26089,4	100,0	Разом:	560,1	18400,3	
РАЗОМ:	7789,5	362640,5		РАЗОМ:	7789,5	362640,5	
ВСЬОГО:		1322430,0		ВСЬОГО:		1322430,0	

4.2 Теплові розрахунки стадії амонізації очищеного розсолу

4.2.1 Тепловий баланс промивача газу колон (ПГКЛ-2)

Фізико-хімічні константи [16]:

- температура розсолу на вході 20°C
- температура розсолу на виході x °C
- температура газу на вході 40°C
- температура газу на виході 25°C
- ентальпія водяної пари при 40°C, I₄₀ 2570 кДж/кг
- ентальпія водяної пари при 25°C, I₂₅ 2540 кДж/кг
- теплота реакції утворення (NH₄)₂CO₃, ΔH₁ 1701,1 кДж/кг
- теплота реакції утворення NH₄OH, ΔH₂ 1043,3 кДж/кг

– середня теплоємність розсолу	3,22 кДж(кг · °С)
– теплоємність газів:	
C_{NH_3}	2,18 кДж(кг · °С)
C_{CO_2}	0,84 кДж(кг · °С)
C_{N_2}	1,0 кДж(кг · °С)

Прихід тепла

1. З очищеним розсолом:

$$Q_1 = 209469,8 \cdot 3,22 \cdot 20 = 13491593,9 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газами із ПГКЛ-1:

– з NH_3

$$Q_2 = 3505,6 \cdot 2,18 \cdot 40 = 305688,3 \text{ кДж/годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = 3803,5 \cdot 0,84 \cdot 40 = 127797,6 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 29962,8 \cdot 1 \cdot 40 = 1198512,0 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 1415,3 \cdot 2570 = 3637321,0 \text{ кДж/годину.}$$

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

$$Q_6 = 3910,6 \cdot 1701,1 = 6652321,7 \text{ кДж/годину.}$$

4. Від реакції утворення NH_4OH :

$$Q_7 = 4365,9 \cdot 1043,3 = 4554943,5 \text{ кДж /годину.}$$

Всього прихід тепла: 29968178,0 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З розсоллом у ПГАБ:

$$Q_1 = 215707,6 \cdot 3,22 \cdot x = 694578,5x \text{ кДж /годину.}$$

2. З газами в атмосферу:

– з NH_3

$$Q_2 = 2011,6 \cdot 2,18 \cdot 25 = 109632,2 \text{ кДж /годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = 0,5 \cdot 0,84 \cdot 25 = 10,5 \text{ кДж /годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 29944,1 \cdot 1 \cdot 25 = 478602,5 \text{ кДж /годину};$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 488,4 \cdot 2540 = 1240536,0 \text{ кДж /годину.}$$

3. Втрати в навколишнє середовище (10%): $Q_6 = 2996817,8 \text{ кДж /годину.}$

Всього витрата тепла: $(50955599,0 + 694578,5x) \text{ кДж /годину.}$

Вирішуючи рівняння теплового балансу відносно x , знаходимо температуру розсолу на виході із ПГКЛ-2:

$$29968178,0 = 50955599,0 + 694578,5x, \quad x = t_p^{\text{вих}} = 36^\circ \text{C}$$

Отримані результати розрахунків заносимо в таблицю теплового балансу промивача газу колон табл. 4.8

Таблиця 4.8 – Тепловий баланс промивача газу колон (ПГКЛ-2)

Прихід	кДж/годину	Витрата	кДж/годину
З очищеним розсоллом	13491593,9	З розсоллом у ПГАБ	24872579,0
З газом з ПГКЛ-1:		З газом в атмосферу:	
H ₂ O	3637321,0	H ₂ O	1240536,0
NH ₃	305688,3,0	NH ₃	10,5
CO ₂	127797,6,0	CO ₂	109632,2
інертний газ	1198512,0	інертний газ	748602,5
Від реакції утворення NH ₄ OH	4554943,5	Втрати тепла в навколишнє	2996817,8

Від реакції утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$:	6652321,7	середовище	
Всього	29968178,0	Всього	29968178,0

4.2.2 Тепловий баланс промивача газу абсорбції (ПГАБ)

Фізико-хімічні константи [10]:

– температура розсолу на вході в ПГАБ	32°C
– температура газу на вході та виході	34°C
– ентальпія водяної пари при 34°C,	2560 кДж/кг
– теплота утворення $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$, ΔH_1	1700 кДж/кг
– середня теплоємність розсолу	3,22 кДж(кг · °C)
– теплоємність газів:	
C_{NH_3}	2,18 кДж(кг · °C)
C_{CO_2}	0,84 кДж(кг · °C)
C_{N_2}	1,0 кДж(кг · °C)

Температуру розсолу на виході з ПГАБ визначаємо з теплового балансу.

Прихід тепла

1. З розсолем із ППФЛ і ПГКЛ-2:

$$Q_1 = 285874,2 \cdot 3,22 \cdot 32 = 29456477,6 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газами з АБ-1:

– з NH_3

$$Q_2 = 886,9 \cdot 2,18 \cdot 34 = 65737,0 \text{ кДж/годину};$$

– з CO_2

$$Q_3 = 3401,3 \cdot 0,84 \cdot 34 = 97141,0 \text{ кДж/годину};$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 303,5 \cdot 1 \cdot 34 = 10319,0 \text{ кДж/годину};$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 84,3 \cdot 2560 = 215808,0 \text{ кДж/годину}.$$

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

$$Q_6 = 2414,7 \cdot 1700 = 4104990,0 \text{ кДж/годину}.$$

Всього прихід тепла: 33950472,7 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З розсолем в АБ-1:

$$Q_1 = 287860,8 \cdot 3,22 \cdot x = 926911,8 x \text{ кДж/годину}.$$

2. З газами в ХГПК:

– з NH₃

$$Q_2 = 32,1 \cdot 2,18 \cdot 34 = 2379,3 \text{ кДж/годину};$$

– з CO₂

$$Q_3 = 2295,2 \cdot 0,84 \cdot 34 = 65550,9 \text{ кДж/годину};$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 279,3 \cdot 1 \cdot 34 = 9496,2 \text{ кДж/годину};$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 84,3 \cdot 2560 = 215808 \text{ кДж/годину}.$$

3. Втрати в навколишнє середовище (10%): $Q_6 = 3395047,3 \text{ кДж/годину}$.

Всього витрата тепла: $(3688281,6 + 926911,8 x) \text{ кДж/годину}$.

Вирішуючи рівняння теплового балансу відносно x , знаходимо температуру розсолу на виході із ПГАБ:

$$3395047,7 = (3688281,6 + 926911,8 x), \quad \tilde{t}_\delta = t_\delta^{\text{âèð}} = 33^\circ \text{Ñ}$$

Отримані результати розрахунків заносимо в таблицю теплового балансу промивача газу абсорбції (табл. 4.9.)

Таблиця 4.9 – Тепловий баланс промивача газу абсорбції (ПГАБ)

Прихід	кДж/ годину	Витрата	кДж/ годину
З розсолом із ПВФЛ і ПГКЛ-2	29456477,6	З розсолом в АБ-2	30262191
Газ з АБ-1:		Газ у ХГПК:	
H ₂ O	215808	H ₂ O	215808
CO ₂	97141,1	CO ₂	65550,912
NH ₃	65737,0	NH ₃	2379,3
інертний газ	10319	інертний газ	9496,2
Від реакції утворення (NH ₄) ₂ CO ₃	4104990,0	Втрати в навколишнє середовище	3395047,3
Всього	33950472,7	Всього	33950472,7

4.2.3 Тепловий баланс першого абсорбера (АБ-1)

Фізико-хімічні константи [10]:

- температура розсолу на вході в АБ-1 32°C
- температура розсолу на виході з АБ-1 x °C
- температура газу на вході в АБ-1 51°C
- температура газу на виході з АБ-1 34 °C
- ентальпія водяної пари при 51°C, I₅₁ 2580 кДж/кг
- ентальпія водяної пари при 34 °C, I₃₄ 2550 кДж/кг
- теплота реакції утворення (NH₄)₂CO₃, ΔH₁ 1670 кДж/кг
- теплота реакції утворення NH₄OH, ΔH₂ 1030 кДж/кг
- середня теплоємність розсолу 3,22 кДж/(кг·К);
- теплоємність газів:
 - C_{NH₃} 2,18 кДж/(кг · °C)
 - C_{CO₂} 0,84 кДж/(кг · °C)
 - C_{N₂} 1,0 кДж/(кг · °C)

Прихід тепла

1. З розсолом із ПГАБ:

$$Q_1 = 287860,8 \cdot 3,22 \cdot 32 = 29661176,8 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газами з АБ-2 і ХГДСР:

– з NH_3

$$Q_2 = (8007,4 + 2413,4) \cdot 2,18 \cdot 51 = 1158584,5 \text{ кДж/годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = (4134,1 + 2353,1) \cdot 0,84 \cdot 51 = 277911,6 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = (257 + 60,3) \cdot 1 \cdot 51 = 16182,3 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою:

$$Q_5 = (1457,2 + 1105,9) \cdot 2580 = 6612798,0 \text{ кДж/годину.}$$

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

$$Q_6 = 5535,4 \cdot 1670 = 9244118,0 \text{ кДж/годину.}$$

4. Від реакції утворення NH_4OH :

$$Q_7 = 14571,7 \cdot 1030 = 15008851,0 \text{ кДж/годину.}$$

Всього прихід тепла: 61979622,3 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З розсолом у АБ-2:

$$Q_1 = 301741,2 \cdot 3,22 \cdot x = 971606,7x \text{ кДж/годину.}$$

2. З газом у ПГАБ:

– з NH_3

$$Q_2 = 886,9 \cdot 2,18 \cdot 34 = 65737,0 \text{ кДж/годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = 3401,3 \cdot 0,84 \cdot 34 = 97141,1 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 303,5 \cdot 1 \cdot 34 = 10319 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 84,3 \cdot 2560 = 215808 \text{ кДж/годину.}$$

3. Втрати в навколишнє середовище (10%): $Q_6 = 6197962,3 \text{ кДж/годину.}$

Всього витрата тепла: $(6586967,4 + 971606,7x) \text{ кДж/годину.}$

Вирішуючи рівняння теплового балансу відносно x , знаходимо температуру розсолу на виході з першого абсорбера (АБ-1):

$$61979622,3 = (6586967,4 + 971606,7x), \quad \tilde{\theta} = t_{\delta}^{\text{æð}} = 57^{\circ}\tilde{\text{N}}$$

Результати розрахунків заносимо в таблицю матеріального балансу першого абсорбера (табл. 4.10).

Таблиця 4.10 – Тепловий баланс АБ-1

Прихід	кДж/годину	Витрата	кДж/годину
З розсолом із ПГАБ	29661176,8	З розсолом в АБ-2	55392654,9
З газом з АБ-1 і ДСР		Газ з АБ-1:	
Н ₂ О	6612798,0	Н ₂ О	215808
СО ₂	277911,6	СО ₂	97141,128
NH ₃	1158584,5	NH ₃	65737,0
інертний газ	16182,3	інертний газ	10319
Від реакції утворення (NH ₄) ₂ СО ₃	9244118,0	Втрати тепла в навколишнє середовище	6197962,2
Від реакції утворення NH ₄ ОН	15008851,0		
Всього	61979622,2	Всього	61979622,2

4.2.4 Тепловий баланс другого абсорбера (АБ-2)

Фізико-хімічні константи [10]:

- температура газу на вході в АБ-2 59°C
- температура газу на виході з АБ-2 51°C
- температура розсолу на вході в АБ-2 28°C
- температура розсолу на виході з АБ-2 x°C
- ентальпія водяної пари при 59 °С, I₅₉ 2600кДж/кг

– ентальпія водяної пари при 51°C, l_{51}

2590 кДж/кг

Прихід тепла

1. З амонізованим охолодженим розсоллом:

$$Q_1 = 301741,1 \cdot 3,22 \cdot 28 = 26330531,9 \text{ кДж/годину.}$$

2. З газами після ХГДС:

– з NH_3

$$Q_2 = 18733,7 \cdot 2,18 \cdot 59 = 2409528,5 \text{ кДж/годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = 10884,5 \cdot 0,84 \cdot 59 = 539435,8 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 257 \cdot 1 \cdot 59 = 15163,0 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 4934,8 \cdot 2600 = 12830480,0 \text{ кДж/годину.}$$

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

$$Q_6 = 14743,9 \cdot 1670 = 24622313,0 \text{ кДж/годину.}$$

4. Від реакції утворення NH_4OH :

$$Q_7 = 11345,4 \cdot 1030 = 11685762,0 \text{ кДж/годину.}$$

Всього прихід тепла: 7833214,2 кДж/годину.

Витрата тепла

1. З амонізованим розсолем у холодильник:

$$Q_1 = 322718,8 \cdot 3,22 \cdot x = 1039154,5x \text{ кДж/годину.}$$

2. З газами в АБ-1:

– з NH_3

$$Q_2 = 8007,4 \cdot 2,18 \cdot 51 = 890262,7 \text{ кДж/годину;}$$

– з CO_2

$$Q_3 = 4134,1 \cdot 0,84 \cdot 51 = 177104,8 \text{ кДж/годину;}$$

– з інертним газом

$$Q_4 = 232,8 \cdot 1 \cdot 51 = 11872,8 \text{ кДж/годину;}$$

– з водяною парою

$$Q_5 = 1457,2 \cdot 2590 = 3774148 \text{ кДж/годину.}$$

3. Втрати в навколишнє середовище (10%): $Q_6 = 7843321,4 \text{ кДж/годину.}$

Всього витрата тепла: $(12696709,8 + 1346744,4x) \text{ кДж/годину.}$

Вирішуючи рівняння теплового балансу відносно x , знаходимо температуру розсолу на виході з другого абсорбера (АБ-2):

$$101649695,5 = (16456493,5 + 1039154,5x), \quad \tilde{t}_0 = t_0^{\text{æö}} = 64^\circ \text{Ñ}$$

Результати розрахунків заносимо в таблицю теплового балансу другого абсорбера (табл. 4.11)

Таблиця 4.11 – Тепловий баланс другого абсорбера АБ-2

Прихід	кДж/кг	Витрата	кДж/кг
З амонізованим розсоллом	26330531,9	З амонізованим розсоллом у холоодильник	65736504,5
З газами з ХГДС		З газами в АБ-1	
H ₂ O	12830480	H ₂ O	3774148,0
CO ₂	539435,8	CO ₂	177104,8
NH ₃	2409528,5	NH ₃	890262,7
інертний газ	15163,0	інертний газ	11872,8
Від реакції утворення (NH ₄) ₂ CO ₃	24622313,0	Втрати в навколишнє середовище	7843321,4
Від реакції утворення NH ₄ OH	11685762,0		
Всього	78433214,2	Всього	78433214,2

5 ВИБІР І РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО АПАРАТУ

5.1 Конструкції та принцип дії абсорбера

Для поглинання аміаку та діоксиду вуглецю очищеним розсолем застосовується протитечійний абсорбер продуктивністю 900 т/добу, що має діаметр 2,8 м і загальну висоту 19,965 м.

Протитечійний абсорбер представляє собою вертикальний циліндричний апарат, що складається з 20 окремих чавунних царг (поз. 1). Верхня частина абсорбера постачається чотирма протитечійними решітчастими тарілками (поз. 2) з вільним перетином $0,15-0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$ і однією розподільною тарілкою (поз. 3), призначеною для рівномірного розподілення рідини по всьому перетину апарата. Нижня частина абсорбера обладнана протитечійними трубно-решітчастими тарілками (поз. 4) з вільним перетином $0,12-0,2 \text{ м}^2/\text{м}^2$, трьома перерозподільними решітчастими протитечійними тарілками (поз. 5) з вільним перетином $0,4-0,5 \text{ м}^2/\text{м}^2$. Останні призначені для перерозподілення потоку стікаючої рідини. Висота царг, в яких встановлені протитечійні трубно-решітчасті тарілки, дорівнює 0,95 м; висота царг, в яких встановлені протитечійні решітчасті тарілки, – 0,9 м.

Розсіл подається в верхню частину абсорбера (штуцер Б). Протитечією розсолу проходить аміачний газ зі стадії дистиляції (штуцер А). В верхній частині абсорбера поглинається приблизно половина аміаку, попутно з газу поглинається діоксид вуглецю. В результаті поглинання аміаку і його взаємодії з CO_2 температура розсолу підвищується до 58°C . Подальше поглинання аміаку протікає одночасно з охолодженням розсолу і газу на трубно-решітчастих тарілках. Тепло, що виділяється при поглинанні аміаку і діоксиду вуглецю,

відводиться охолоджувальною водою. Амонізований розсіл виходить із абсорбера з температурою 64°C (штуцер Д) [3].

5.2 Конструктивний розрахунок абсорбера

При розрахунку абсорбера визначають кількість контактних елементів – трубно-решітчастих протитечійних тарілок, необхідних для здійснення технологічного процесу, а також основні габарити апарату при заданій його продуктивності.

Поверхня теплообміну однієї трирядної трубно-решітчастої протитечійної тарілки розраховується за формулою [3]:

$$F_T = \pi \cdot d_{\text{сер}} \cdot \ell_p \cdot n_T, \quad (17)$$

де $d_{\text{сер}}$ – середній діаметр холодильної трубки, м;

$$d_{\text{сер}} = \frac{d_3 + d_B}{2}, \quad (18)$$

$d_3 = 0,05$ – зовнішній діаметр холодильної трубки, м;

d_B – внутрішній діаметр холодильної трубки, м;

$$d_{\text{сер}} = \frac{0,05 + (0,05 - 2 \cdot 0,015)}{2} = 0,072 \text{ м,}$$

$\ell_p = 3,15$ – робоча довжина холодильної трубки, м;

$n_T = 336$ – кількість холодильних трубок в одній трубній решітці, шт.

$$F_T = 3,14 \cdot 0,072 \cdot 3,15 \cdot 336 = 239 \text{ м}^2.$$

Середня швидкість газу у вільному перетині холодильної частини абсорбера [3]:

$$\omega_{\text{сеп}} = \frac{(\omega_{\Gamma}^H - \omega_{\Gamma}^B)}{2}, \quad (19)$$

де ω_{Γ}^H , ω_{Γ}^B – швидкість газу в нижній і верхній холодильній частині абсорбера.

$$\omega_{\Gamma}^H = \frac{V_{\Gamma}^H}{(2826 \cdot D_{\text{АБ}}^2)}, \quad (20)$$

$$\omega_{\Gamma}^B = \frac{V_{\Gamma}^B}{(2826 \cdot D_{\text{АБ}}^2)}, \quad (21)$$

де V_{Γ}^H , V_{Γ}^B – об'єм газу, що надходить у холодильну частину абсорбера і виходить з неї, м³/с;

$$V_{\Gamma}^H = \frac{G_H \cdot \Pi}{(24 \cdot \rho_T)}, \quad (22)$$

$$V_{\Gamma}^B = \frac{G_B \cdot \Pi}{(24 \cdot \rho_T)}, \quad (23)$$

де G_H, G_B – кількість газу, що входить і виходить у холодильну частину абсорбера, кг/1000 кг соди;

$\rho_T = 0,65 \text{ кг/м}^3$ – середня густина газу в холодильній частині абсорбера;

$\Pi = 900$ – продуктивність абсорбера, т/добу;

D_{AB} – діаметр абсорбера, м.

$$V_{\Gamma}^H = \frac{742,72 \cdot 900}{(24 \cdot 0,65)} = 27387 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_{\Gamma}^B = \frac{297,62 \cdot 900}{(24 \cdot 0,65)} = 17170 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Діаметр абсорбера розраховується за формулою [3]:

$$D_{AB} = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{AB}}{\pi}}, \quad (24)$$

де F_{AB} – площа поперечного перетину АБ-2.

Площа поперечного перетину абсорбера визначається з виразу [3]:

$$F_{AB} = \frac{\Pi \cdot V_{AB}}{24 \cdot V_{F_{AB}}}, \quad (25)$$

де V_{AB} – питома витрата розсолу в абсорбері, $\text{м}^3/\text{т}$ соди;

$V_{F_{AB}} = 36$ – щільність зрошення абсорбера в нормальному технологічному режимі, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{годину}$.

Питома витрата розсолу в абсорбері складає [3]:

$$V_{AB} = \frac{V'_{AB}}{\rho_{AB}}, \quad (26)$$

де $V'_{AB} = 6932$ – питома витрата розсолу в абсорбері, $\text{кг}/\text{т}$ соди;

$\rho_{AB} = 1195$ – густина розсолу, що надходить в абсорбер, $\text{кг}/\text{м}^3$.

$$V_{AB} = \frac{6932}{1195} = 5,8 \text{ м}^3/\text{т}.$$

$$F_{AB} = \frac{900 \cdot 5,8}{24 \cdot 36} = 6,04 \text{ м}^2.$$

$$D_{AB} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,04}{3,14}} = 2,77 \approx 2,8 \text{ м}.$$

$$\omega_{\Gamma}^H = \frac{27387}{(2826 \cdot 2,8^2)} = 3,5 \text{ м/с}.$$

$$\omega_{\Gamma}^B = \frac{17170}{(2826 \cdot 2,8^2)} = 2,2 \text{ м/с}.$$

Отже, середня швидкість газу у вільному перетині холодильної частини абсорберу дорівнює

$$\omega_{\text{сер}} = \frac{(3,5 + 2,2)}{2} = 4,6 \text{ м/с.}$$

Поверхня теплообміну, що необхідна для здійснення процесу абсорбції, визначається за рівнянням [3]:

$$F = \frac{Q \cdot \Pi}{(24 \cdot K_{\text{АБ}} \cdot \Delta t)}, \quad (27)$$

де $K_{\text{АБ}} = 856$ – загальний коефіцієнт теплопередачі від парогазорідинної системи до охолоджувальної води, що протікає в трубних решітках абсорберу.

$$\Delta t = \frac{(t_{\text{ВІХ}}^{\text{P}} - t_{\text{ВХ}}^{\text{B}}) - (t_{\text{ВХ}}^{\text{P}} - t_{\text{ВІХ}}^{\text{B}})}{2,3 \lg \frac{t_{\text{ВІХ}}^{\text{P}} - t_{\text{ВХ}}^{\text{B}}}{t_{\text{ВХ}}^{\text{P}} - t_{\text{ВІХ}}^{\text{B}}}}, \quad (28)$$

де $t_{\text{ВХ}}^{\text{P}}$ і $t_{\text{ВІХ}}^{\text{P}}$ – температура слабкоамонізованого розсолу, що входить в верхню частину абсорбера і амонізованого розсолу, що виходить з нижньої частини апарату, °C ($t_{\text{ВХ}}^{\text{P}} \approx t_{\text{ВІХ}}^{\text{P}} = 64$ °C).

$$\Delta t = \frac{(64 - 25) - (64 - 39)}{2,3 \lg \frac{64 - 25}{64 - 39}} = 28^{\circ} \text{C.}$$

Поверхня теплообміну буде складати:

$$F = \frac{170980 \cdot 900}{(24 \cdot 28 \cdot 856)} = 2675 \text{ м}^2.$$

Після проведення розрахунків визначаємо число трубно-решітчастих тарілок, що встановлюються в абсорбері [3]:

$$N_{\tau} = \frac{F}{F_{\tau}}, \quad (29)$$

$$N_{\tau} = \frac{2675}{239} = 11,2 \text{ шт.}$$

Приймається 12 трубно-решітчастих тарілок.

5.3 Механічний розрахунок абсорбера

Виконаємо розрахунок товщини обичайки.

Вихідні данні для розрахунку: внутрішній діаметр абсорбера – 2,8 м; робочий тиск – 0,7 МПа; матеріал – чавун СЧ 18-36; допустиме напруження – 24,52 МПа.

Виконавча товщина тонкостінної гладкої циліндричної обичайки, навантаженої внутрішнім надлишковим тиском, розраховується за формулою [12]:

$$S = \frac{D_v \cdot P}{2 \cdot \sigma_d \cdot \varphi - P} + C_m, \quad (30)$$

де D_v – внутрішній діаметр циліндричної обичайки апарата, м;

P – тиск в апараті, Па;

$\varphi = 1$ – коефіцієнт міцності зварного шва;

$C_m = 0,0012$ м – прибавка на корозію, м.

$$S = \frac{2,8 \cdot 0,7}{2 \cdot 24,52 \cdot 1 - 0,7} + 0,0012 = 0,042 \text{ м} = 42 \text{ мм.}$$

Формула (30) застосовується при виконанні умови [12]:

$$\frac{S - c}{D} \leq 0,1 \quad (31)$$

$$\frac{0,042 - 0,0012}{2,8} = 0,016 < 0,1.$$

Умова виконується.

5.4 Розрахунок гідравлічного опору абсорбера

Гідравлічний опір тарілок абсорбера розраховується за формулою [13]:

$$\Delta P_a = n \cdot \Delta P, \quad (32)$$

де ΔP – гідравлічний опір тарілки колони, Па;

n – кількість тарілок, шт.

Гідравлічний опір однієї тарілки складається з трьох доданків:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_1 + \Delta P_2, \quad (33)$$

де $\Delta P_{\text{сух}}$ – опір сухої тарілки, Па;

ΔP_1 – опір, газорідинного шару на тарілці, Па;

ΔP_2 – опір, що обумовлюється силами поверхневого натягу, Па.

Гідравлічний опір сухої тарілки розраховується за формулою [13]:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{\xi \cdot \rho_r \cdot \omega_r^2}{2F_c^2}, \quad (34)$$

де ξ – коефіцієнт опору сухої тарілки;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ω_r – швидкість газу в вільному перетині апарату, м/с;

F_c – вільний перетин тарілки, м²/ м².

Гідравлічний опір газорідного шару на тарілці визначається з виразу [13]:

$$\Delta P_1 = g \cdot \rho_p \cdot h_0, \quad (35)$$

де g – прискорення вільного падіння, $\text{м}^2/\text{с}$;

ρ_p – густина рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$;

h_0 – висота світлої рідини, м .

Гідравлічний опір, що обумовлюється силами поверхневого натягу розраховується за формулою [13]:

$$\Delta P_2 = \frac{\sigma \cdot \Pi}{S}, \quad (36)$$

де σ – поверхневий натяг рідини, $\text{Н}/\text{м}$;

Π – периметр отвору, м ;

S – площа отвору, м^2 .

В умовах робочих режимів абсорбційних колон величина ΔP_2 має невелике значення, тому при виконанні розрахунків нею можна знехтувати.

Виконаємо розрахунок гідравлічного опору решітчастої тарілки.

Гідравлічний опір сухої решітчастої тарілки дорівнює:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{1,5 \cdot 0,65 \cdot 4,6^2}{2 \cdot 0,25^2} = 165 \text{ Па,}$$

де 1,5 – коефіцієнт опору сухої решітчастої тарілки;

0,65 – густина газу, кг/м³;

4,6 – швидкість газу в вільному перетині абсорбера, м/с;

0,25 – вільний перетин решітчастої тарілки, м²/ м².

Гідравлічний опір газорідного шару на решітчастій тарілці складає:

$$\Delta P_1 = 9,8 \cdot 1195 \cdot 0,0395 = 463 \text{ Па.}$$

де 1195 – густина розсолу, кг/м³;

0,0395 – висота світлої рідини, м.

Гідравлічний опір решітчастої тарілки буде складати

$$165 + 463 = 627 \text{ Па.}$$

Оскільки абсорбер має 4 протитечійні решітчасті тарілки та 1 розподільну тарілку, яка аналогічна за конструкцією решітчастим, то гідравлічний опір всіх решітчастих тарілок буде дорівнювати:

$$5 \cdot 627 = 3135 \text{ Па.}$$

Виконаємо розрахунок гідравлічного опору трубно-решітчастої тарілки.

Гідравлічний опір сухої трубно-решітчастої тарілки складає:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{1 \cdot 0,65 \cdot 4,6^2}{2 \cdot 0,4^2} = 43 \text{ Па},$$

де 1 – коефіцієнт опору сухої трубно-решітчастої тарілки;

0,65 – густина газу, кг/м³;

4,6 – швидкість газу в вільному перетині абсорбера, м/с;

0,4 – вільний перетин решітчастої тарілки, м²/ м².

Гідравлічний опір газорідного шару на трубно-решітчастій тарілці дорівнює:

$$\Delta P_1 = 9,8 \cdot 1195 \cdot 0,028 = 328 \text{ Па},$$

де 1195 – густина розсолу, кг/м³;

0,028 – висота світлої рідини, м.

Гідравлічний опір трубно-решітчастої тарілки буде складати

$$43 + 328 = 371 \text{ Па}.$$

Гідравлічний опір 12 трубно-решітчастих тарілок буде складати

$$12 \cdot 371 = 4452 \text{ Па.}$$

Отже, гідравлічний опір абсорбера дорівнює

$$3135 + 4452 = 7587 \text{ Па.}$$

6 ВИБІР ОСНОВНОГО ТА ДОПОМІЖНОГО ОБЛАДНАННЯ

Вибір обладнання стадії амонізації очищеного розсолу виробництва кальцинованої соди аміачним способом наведений в табл. 6.1 [1-3, 5].

Таблиця 6.1 – Перелік основного і допоміжного обладнання стадії амонізації очищеного розсолу

Позначення апарата	Найменування обладнання	Призначення і коротка характеристика	Матеріал
поз. 9	Промивач повітря фільтрів (ППФ)	Призначений для вловлювання аміаку з повітря, що надходить із вакуум-фільтрів. Загальна висота – 6,5 м, діаметр – 2,8 м.	Чавун СЧ 18-36
поз. 12	Другий промивач газу колон (ПГКЛ-2)	Призначений для вловлювання аміаку і частково діоксиду вуглецю, що надходять з газами з першого промивача газу колон. Загальна висота – 8,8 м,	Чавун СЧ 18-36

		діаметр – 2,8 м.	
поз. 11	Промивач газу абсорбції (ПГАБ)	Призначений для вловлювання розсолом аміаку з газів, що надходять з першого абсорбера. Загальна висота – 6,5 м, діаметр – 2,8 м.	Чавун СЧ 18-36
поз. 16	Збірник амонізованого розсолу (ЗАР)	Призначений для зберігання запасу амонізованого розсолу, необхідного для забезпечення нормальної роботи стадії приготування амонізованого розсолу. Висота – 9 м	Сталь 12Х10Н10Т
поз. 35	Холодильник газу дистиляції (ХГДС)	Призначений для охолодження газу, що надходить в другий абсорбер. Поверхня теплообміну 170 м ² .	Чавун СЧ 18-36

7 КОНТРОЛЬ РОБОТИ, НОРМИ ТА ПРАВИЛА ОБСЛУГОВУВАННЯ ОСНОВНОГО АПАРАТУ

7.1 Контроль процесу амонізації очищеного розсолу

На стадії амонізації очищеного контроль виробництва здійснюють лабораторія і апаратник. При цьому контроль, що проводиться апаратником, в основному служить для оперативного регулювання процесу. Стадія амонізації очищеного розсолу безперервно споживає очищений розсіл, тому апаратник систематично контролює надходження і наявність розсолу в напірному баку, а також подачу його в промивачі газу абсорбції (ПГАБ) і повітря фільтрів (ППФЛ). Надходження розсолу в апарати контролюється за витратоміром.

За зміною рівня рідини в збірнику амонізованого розсолу (ЗАР) апаратник судить про споживання розсолу. Підвищення рівня рідини в збірнику амонізованого розсолу показує, що стадія виробляє амонізованого розсолу

більше, ніж його споживає стадія карбонізації. Навпаки, зниження рівня рідини в збірнику амонізованого розсолу свідчить про те, що стадія амонізації очищеного розсолу працює з меншим навантаженням, ніж стадія карбонізації.

Апаратник зобов'язаний безперервно контролювати вміст аміаку в рідині, що виходить з другого абсорбера. Для цього проби рідини титрують кислотою в присутності індикатора метилового оранжевого.

Вміст аміаку апаратник повинен контролювати не тільки в амонізованого розсолі, але і в проміжних рідинах, що виходять з промивача газу абсорбції, першого абсорбера (АБ-1), другого промивача газу колон (ПГКЛ-2) і з промивача повітря фільтрів (ППФЛ).

При надходженні в апарати абсорбції газу з температурою нижче встановленої норми утворюються тверді солі, які забивають трубопроводи; при високій же температурі газ уносить з собою в апарати абсорбції велику

кількість водяної пари. Тому апаратник повинен контролювати температуру газу, що надходить в холодильник газу дистиляції (ХГДС), в другій і першій абсорбери (АБ-1 і АБ-2), в промивач газу абсорбції (ПГАБ), а також температуру газу, що виходить з промивача газу абсорбції. Поряд з цим контролюють температури рідин, що виходять з першого і другого абсорберів, промивача газу колон і зрошувальних холодильників рідини першого і другого абсорберів [1].

7.2 Автоматизація стадії амонізації очищеного розсолу

Основна задача стадії амонізації очищеного – насичення очищеного розсолу газоподібним аміаком і частково вуглекислим газом та забезпечення амонізованим розсолом стадії карбонізації.

Швидкість поглинання газу розсолом сильно залежить від температури газу і його концентрації. Так при припиненні подачі води в ХГДС підвищується температура газу на вході в АБ-2, в результаті чого знижується вміст аміаку в рідині, що виходить з АБ-2.

При поглинанні аміаку і вуглекислого газу розсолом, нейтралізації аміаку вуглекислою відбувається значне виділення тепла. Без відведення виділеного тепла температура розсолу в процесі абсорбції може піднятися вище норми, в результаті чого припиниться поглинання аміаку.

Нестача надходження розсолу в апарати стадії амонізації викликає розігрівання абсорберів, внаслідок чого погіршується поглинання аміаку, розігрівається ПГАБ, об'єм газів з ПГАБ різко збільшується, а вакуум в системі знижується. Недотримання температурного режиму також може викликати випадіння солей амонію в осад у газопроводах. Отже, температура газових і рідинних потоків є одним з найбільш важливих параметрів технологічного режиму процесу абсорбції. Тому схемою автоматизації передбачається вимірювання температури: газу після ПГАБ; газу після АБ-1; газу перед АБ-2; рідини після АБ-2; рідини після бочкових холодильників.

Для підтримування температури газу перед АБ-2 і амонізованого розсолу після АБ-2 та бочкових холодильників в заданих межах схемою автоматизації передбачається регулювання температури амонізованого розсолу після АБ-2, бочкових холодильників та газу перед АБ-2.

Первинні перетворювачі температури розсолів і газів встановлюються безпосередньо на трубопроводах подачі розсолів і газів.

Регулюючі органи регуляторів температури амонізованого розсолу після АБ-2, бочкових холодильників, газу перед АБ-2 встановлюються на трубопроводах подачі оборотної води в холодильники.

Основні апарати стадії амонізації очищеного розсолу працюють під вакуумом, тому швидкість абсорбції тим більше, чим вище тиск NH_3 і CO_2 в газі, що надходить на абсорбцію, і чим менше тиск парів над розчином. Різниця між номінальним тиском газу і тиском парів NH_3 над розчином визначає рушійну силу абсорбції, а, отже, і швидкість поглинання газу. Тому для правильного ведення процесу абсорбції необхідно знати тиск парів NH_3 і CO_2 над розчином при різних температурах і концентраціях.

Для підтримування розрідження в системі в заданих межах схемою автоматизації передбачається контроль і автоматичне регулювання розрідження перед АБ-2. Регулювання здійснюється шляхом зміни величини відбору газу із системи вакуум-насосами. Регулюючий орган встановлюється на трубопроводі, по якому газ абсорбції з ПГАБ надходить до вакуум-насоса.

Схемою автоматизації також передбачається контроль барометричного режиму абсорбції в наступних точках: після АБ-2; після АБ-1; після ПГАБ. Відбірні пристрої систем контролю розрідження необхідно встановлювати на трубопроводах безпосередньо у апаратів.

Очищений розсіл в апарати подається двома потоками. Розподіл розсолу регулюється залежно від вмісту аміаку в рідинах, що виходять з ПГАБ і ПГКЛ-2. Основну масу розсолу (80%) подають в ППФЛ. При підвищенні вмісту аміаку в рідині, що виходить з ПГКЛ-2, збільшують подачу розсолу в СПГКЛ і ПГКЛ-2.

Для забезпечення стабільності навантаження апаратів за очищеним розсолом схемою автоматизації передбачається контроль і регулювання витрати очищеного розсолу в ППФЛ, СПГКЛ і ПГКЛ-2. Вимірювання витрати розсолу проводиться методом змінного перепаду. Звужуючий пристрій

(діафрагма) встановлюється на трубопроводі подачі розсолу в апарат. Установку діафрагм необхідно провести відповідно до вимог «Правил РД-50-13-80». Регулюючі органи систем регулювання витрати встановлюються на трубопроводах подачі розсолу. Аналогічно вимірюється і регулюється витрата амонізованого розсолу в ПГКЛ-2 з ПГАБ і СПГКЛ, а також витрата оборотної води на охолодження холодильника АБ-2 і бочкових холодильників.

Схемою автоматизації передбачається вимірювання рівня амонізованого розсолу в ЗАР. Добірний пристрій рівнеміра встановлений безпосередньо в резервуар ЗАР.

Оскільки на стадії амонізації очищеного розсолу застосований ПГАБ барботажного типу, то для забезпечення оптимального режиму уловлювання аміаку з газів АБ-1 в нижній бочці ПГАБ необхідно підтримувати певний рівень. Для цієї мети передбачена система контролю і регулювання рівня в ПГАБ і встановлюється безпосередньо в корпус ПГАБ, а регулювальний орган – на лінії подачі амонізованого розсолу в ПГАБ.

Схемою автоматизації стадії амонізації очищеного розсолу передбачається контроль температур:

- газу після ПГАБ (поз. 1-1);
- газу після АБ-1 (поз. 1-2);
- газу перед АБ-2 (поз. 2);
- рідини після АБ-2 (поз. 3);
- рідини після бочкових холодильників (поз. 4).

Вимірювання температури засноване на залежності електричного опору чутливого елемента перетворення ТСМ-0879 (поз. 1-1; 1-2; 2-1; 4-1) від зміни температури вимірюваного середовища, що вимірюється електронними реєстрами РП-160-12 (поз. 2-2; 4-2), РП-160-15 (поз. 1-3), шкали яких відградувані в одиницях вимірювання температури.

Регулювання температури газу перед АБ-2 (поз. 2), рідини після АБ-2 (поз. 3) і рідини після бочкових холодильників (поз. 4) проводиться вимірювання подачі оборотної води в холодильники.

Вимірювання розрідження:

- по АБ-2 (поз. 5);
- після АБ-2 (поз. 6);
- після АБ-1 (поз. 7);
- після ПГАБ (поз. 8.)

здійснюється вимірювальними перетворювачами «Сапфір-22ДВ» (поз. 5-1; 6-1; 7-1; 8-1) спільно з електронним реєстратором РП-160-09 (поз. 5-2; 6-2; 7-2; 8-2) зі шкалами, вираженими в одиницях вимірювання тиску.

Регулювання розрідження перед АБ-2 здійснюється шляхом зміни перетину дросельного регулюючого органу (поз. 5-6), встановленого на трубопроводі, по якому газ абсорбції надходить до вакуум-насоса. Для збільшення розрідження перед АБ-2 регулюючий орган слід відкрити, для зменшення – закрити.

Принцип вимірювання витрати очищеного розсолу в ППФЛ (поз. 9), СПГКЛ (поз. 12), ПГКЛ-2 (поз. 14); амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 з СПГКЛ (поз. 13); води на холодильник АБ-2 (поз. 15); води на бочковий холодильник (поз. 10) заснований на методі змінного перепаду (поз. 9-1; 10-1; 11-1; 12-1; 13-1; 14-1; 15-1). При проходженні потоку рідини через звужуючий пристрій – камерну діафрагму – утворюється перепад тисків, пропорційний витраті рідини. Цей перепад тисків характеризує витрату речовини та вимірюється перетворювачем «Сапфір-22ДД» (поз. 9-2; 10-2; 11-2; 12-2; 13-2; 14-2; 15-2) та реєстратором РП-160-09 (поз. 9-3; 10-3; 11-3; 12-3; 13-3; 14-3; 15-3).

Регулювання витрати розсолу проводиться шляхом зміни пропускового перетину регулюючого органу, встановленого на трубопроводі подачі розсолу в

апарат. Встановлення нової величини витрати розсолу здійснюється зміною завдання регулятора витрати Р.25.1.2 (поз 9-3; 10-3; 11-3; 12-3; 13-3; 15-3), який через електричний виконавчий механізм МЕОК 63/100 (поз 9-4;10-4; 11-4; 12-4; 13-4; 14-4) впливає на регулюючий орган, змінюючи кут повороту дросельної заслінки, тим самим змінюючи пропускний перетин регулюючого органу, внаслідок чого витрата розсолу збільшується або зменшується.

Вимірювання рівня здійснюється п'єзOMETричним способом, який заснований на вимірюванні тиску повітря, що барботує через шар вимірюваної рідини. Утворений тиск, що залежить від висоти стовпа і питомої ваги вимірюваної рідини, перетворюється датчиком «Сапфір-22ДІ» (поз 16-1; 17-1) в уніфікований вихідний сигнал, вимірюваний вторинним електронним реєстратором РП-160-09 (поз. 16-2; 17-2).

Рівень у ПГАБ (поз. 17) регулюється шляхом зміни витрати розсолу, що надходить на ПГАБ і ППФЛ. При відхиленні вимірюваного рівня в ПГАБ від заданої величини електричний сигнал, що надходить з вихідного пристрою електронного реєстратора РП-160-09 (поз. 17-2) порівнюється в регуляторі Р.25.1.2 (поз. 17-3) з сигналом задавального пристрою, вмонтованого в регулятор. Відповідно до закону регулювання, враховуючи величину і знак неузгодженості, регулятор (поз. 17-4) механічно пов'язаний з регулюючим органом, встановленим на трубопроводі подачі розсолу в ПГАБ. Виконавчий механізм МЕОК 63-100, переміщаючи регулюючий орган, буде змінювати величину витрати розсолу, що надходить в ПГАБ до тих пір, поки рівень розсолу в ПГАБ не досягне заданого значення. Аналогічно працюють системи автоматичного регулювання:

- температури газу перед АБ-2 (поз. 2);
- температури рідини після АБ-2 (поз. 3);
- температури рідини після бочкового холодильника (поз. 4);
- витрати розсолу (поз 9, 11, 12; 13; 14) [19].

Перелік приладів і елементів автоматики наведений у табл. 7.1.

Таблиця 7.1 – Замовлена специфікація приладів і засобів автоматизації

№ позиції	Найменування параметра	Граничне значення параметра	Місце установки	Найменування і характеристика	Тип, модель
1	2	3	4	5	6
1-1	Температура газу після ПГАБ	25-30°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору, мірний гр. 50 м, L = 400 мм	TСМ-0879
1-2	Температура газу після АБ-1	30-40°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору, мірний гр. 50 м, L = 400 мм	TСМ-0879
1-3	Температура газу після АБ-1	0-100°C	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-100 °С Кл. точн. 0,5	РП-160-15
2-1	Температура газу перед АБ-2	58-60°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору, мірний гр. 50 м, L = 400 мм	TСМ-0879
3-1	Температура рідини після АБ-2	65-68°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору, межі вимірювання 0-100 °С	ТПП-0676
4-1	Температура рідини після бочкових холодильників	28-32°C	Трубопровід	Термоперетворювач опору, мірний гр. 50 м, L = 400 мм	TСМ-0879
2-2	Температура газу перед АБ-2	0-100°C	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-100 °С Кл. точн. 0,5	РП-160-12
3-2	Температура рідини після АБ-2	0-100°C	По місцю	Нормуючий перетворювач, похибка вимірювання 0,5%	Ш705-М2

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
---	---	---	---	---	---

4-2	Температура рідини після бочкових холодильників	0-100°C	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-100 °C Кл. точн. 0,5	РП-160-12
5-1	Розрідження до АБ-2	816-1088 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач вимірювальний, P _н = 2500 кгс/м ²	Сапфір 22 ДВ
5-2	Розрідження до АБ-2	± 1250 кгс/м ²	На щиті	Реєстратор електронний Шкала ± 1250 кгс/м ² Кл. точн. 0,5	РП-160-09
6-1	Розрідження після АБ-2	1600-2000 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач вимірювальний, P _н = 2500 кгс/м ²	Сапфір 22 ДВ
6-2	Розрідження після АБ-2	0-2500 кгс/м ²	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-2500 кгс/м ² Кл. точн. 0,5	РП-160-09
7-1	Розрідження після АБ-1	3400-3536 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач вимірювальний, P _н = 40 кгс/м ²	Сапфір 22 ДВ
7-2	Розрідження після АБ-1	3400-3536 кгс/м ²	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-4000 кгс/м ² Кл. точн. 0,5	РП-160-09
8-1	Розрідження після ПГАБ	3400-3700 кгс/м ²	По місцю	Перетворювач вимірювальний, P _н = 110 кгс/м ²	Сапфір 22 ДВ
8-2	Розрідження після ПГАБ	0-1 кгс/м ²	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-1 кгс/м ² Кл. точн. 0,5	РП-160-09
9-1	Витрата очищеного розсолу на ППФЛ	80-90 м ³ /годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-150
9-2	Витрата очищеного розсолу на ППФЛ	0-125 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, Δ p = 63 кгс/м ²	Сапфір 22 ДВ
9-3	Витрата очищеного розсолу на ППФЛ	0-125 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-125 кгс/м ² Кл. точн. 0,5	РП-160-09
10-1	Витрата води на бочковий холодильник	400-500 м ³ / годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-400

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
15-1	Витрата води на	420-450	Трубопровід	Діафрагма камерна,	ДК-6-400

	охолодження АБ-2	м ³ / годину		нормальна	
10-2	Витрата води на бочковий холодильник	420-450 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кгс/м}^2$	Сапфір 22 ДВ
15-2	Витрата води на охолодження АБ-2	420-450 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кгс/м}^2$	Сапфір 22 ДВ
10-3	Витрата води на бочковий холодильник	400-450 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-630 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
15-3	Витрата води на охолодження АБ-2	420-450 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-630 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
11-1	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із ПГАБ	30-40 м ³ / годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-400
12-1	Витрата очищеного розсолу на СПГК	32-38 м ³ / годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-400
13-1	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із СПГК	30-40 м ³ / годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-400
14-1	Витрата очищеного розсолу на ПГКЛ-2	32-38 м ³ / годину	Трубопровід	Діафрагма камерна, нормальна	ДК-6-400
11-2	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із ПГАБ	30-40 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кПа}$	Сапфір 22 ДД
12-2	Витрата очищеного розсолу на СПГК	32-38 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кПа}$	Сапфір 22 ДД
13-2	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із СПГК	30-40 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кПа}$	Сапфір 22 ДД
14-2	Витрата очищеного розсолу на ПГКЛ-2	32-38 м ³ / годину	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 16 \text{ кПа}$	Сапфір 22 ДД
11-3	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із ПГАБ	0-63 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-63 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
12-3	Витрата очищеного розсолу на СПГК	0-63 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-63 м ³ / годину	РП-160-09

				Кл. точн. 0,5	
13-3	Витрата амонізованого розсолу на ПГКЛ-2 із СПГК	0-63 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-63 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
14-3	Витрата очищеного розсолу на ПГКЛ-2	0-63 м ³ / годину	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-63 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
16-1	Рівень ЗАР	4,5-5 м	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 100$ кПа	Сапфір 22 ДІ
17-1	Рівень в ПГАБ	700-800 мм	По місцю	Перетворювач вимірювальний, $\Delta p = 100$ кПа	Сапфір 22 ДІ
16-2	Рівень ЗАР	0-6,3 м	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-6,3 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
17-2	Рівень в ПГАБ	0-1 м	На щиті	Реєстратор електронний Шкала 0-1 м ³ / годину Кл. точн. 0,5	РП-160-09
3-3	Температура рідини після АБ-2	0-100°C	На щиті	Модуль аналогового вводу	ADAM-4012
3-4	Температура рідини після АБ-2	0-100°C	На щиті	Вторинний прилад – робоча станція, що містить мікропроцесорний блок, клавіатуру, дисплей	AWS-8100
Регулювання					
2-3; 3-5; 4-3; 5-3; 9-4; 11-4; 12-4; 13-4; 14-4; 17-3			На щиті	Електронний регулюючий прилад	Р.25.1.2
2-4; 3-6; 4-4; 5-4; 9-5; 11-5; 12-5; 13-5; 14-5; 17-4			На щиті	Контактор електромагнітний	ПМЕ-083

Продовження табл. 7.1

1	2	3	4	5	6
2-5; 3-7; 4-5; 5-5; 9-6; 11-			По місцю	Електронний виконавчий механізм	МЕОК 63/100

6; 12-6; 13-6; 14-6; 17-5					
------------------------------------	--	--	--	--	--

8 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ І ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

Природоохоронною є будь-яка діяльність, спрямована на збереження якості навколишнього середовища на рівні, що забезпечує стійкість біосфери. До неї належить як великомасштабна, здійснювана на загальнодержавному рівні, діяльність щодо збереження еталонних взірців незайманої природи та збереження різноманітності видів на Землі, з організації наукових досліджень, підготовки фахівців-екологів та виховання населення, так і діяльність окремих підприємств з очищення від шкідливих речовин стічних вод і газів, що викидаються в атмосферу, зниження норм використання природних ресурсів тощо. Така діяльність здійснюється переважно інженерними методами.

Існує два напрямки природоохоронної діяльності підприємств. Перший – очищення шкідливих викидів. Однак цей шлях недостатньо ефективний, оскільки за його допомогою не завжди вдається повністю припинити надходження шкідливих речовин в біосферу. До того ж скорочення рівня забруднення одного компонента навколишнього середовища призводить до посилення забруднення другого. Наприклад, встановлення вологих фільтрів для газоочищення дозволяє скоротити забруднення повітря, але призводить до збільшення ступеня забруднення води. Вловлені з газів та стічних вод речовини отруюють значні площі землі.

Використання очисних споруд, навіть найефективніших, різко скорочує рівень забруднення навколишнього середовища, однак не розв'язує цієї проблеми повністю, оскільки в процесі функціонування цих установок також утворюються відходи, хоча і в меншому обсязі, але з підвищеною

концентрацією шкідливих речовин. Поряд з цим робота переважної більшості очисних споруд вимагає значних енергетичних затрат, що, в свою чергу, також є небезпечними для довкілля.

Крім цього, забруднювачі, на знезараження котрих витрачаються значні кошти, є речовинами, в котрі вже вкладено працю і котрі, за незначним винятком, можна було б використати.

Для досягнення високих еколого-економічних результатів необхідно процес очищення шкідливих викидів поєднати з процесом утилізації вловлених речовин, що зробить можливим об'єднання першого напрямку з другим – усунення причин забруднення.

Реалізація цього напрямку вимагає розробки маловідходних, а в перспективі й безвідходних технологій виробництва, котрі дозволяти б комплексно використовувати вихідну сировину та утилізувати максимум шкідливих для біосфери речовин.

Однак, не для всіх виробництв існують прийнятні техніко-економічні рішення щодо різкого скорочення кількості відходів та їхньої утилізації, тому в реальних умовах доводиться працювати за двома вказаними напрямками.

Разом з тим, ніякі очисні споруди та безвідходні технології не зможуть відновити стійкість біосфери, якщо будуть перевищені допустимі (порогові) значення скорочення природних, не перетворених людиною, систем. Саме тут виявляється дія закону незамінності біосфери. Таким порогом може стати використання більше 1 % енергетики біосфери та глибоке перетворення більше 10 % природних територій (правило одного та десяти відсотків). Тому технічні досягнення не звільняють від необхідності вирішення проблем зміни пріоритетів суспільного розвитку, стабілізації народонаселення, створення достатньої кількості заповідних територій тощо [15].

У виробництві кальцинованої соди на 1 т продукту утворюються такі відходи:

- хлоридні стоки, що містять близько 115–125 г/л CaCl_2 , 55–58 г/л NaCl і 20–25 г/л суспензії $\text{Ca}(\text{OH})_2$, CaCO_3 і CaSO_4 , – близько 9,1 м³;
- шлам від очищення розсолу, що містить близько 250–300 г/л суспензії CaCO_3 і $\text{Mg}(\text{OH})_2$ – 0,1 м³;

– недопал при випалі карбонатної сировини, відокремлюваний у процесі отримання вапняної суспензії і такий, що містить CaCO_3 , CaO і золу палива – близько 55 кг.

У так звані виробничі відходи переходять увесь хлор, що міститься в сировині, кальцій і близько $1/3$ натрію. У перерахунку на тверді сполуки у відходах на 1 т продукції міститься близько 1 т CaCl_2 , 0,5 т NaCl , 200 кг шламу і 55 кг недопалу; всього близько 1,75 т [16].

Найбільш шкідливим і об'ємним відходом виробництва кальцинованої соди аміачним способом є дистилерна суспензія, що утворюється в кількості 8–10 м³ на 1 т соди. Це зумовлено самою технологією, за якою складно досягти повного використання сировини. Дистилерною суспензією є розчин хлоридів кальцію і натрію, гідроксиду і сульфату кальцію із загальним масовим вмістом розчинних компонентів 15–16 %, у якому суспендовано до 50 г/дм³ твердих речовин.

Переробка освітленої дистилерної рідини дає можливість одержувати хлористий кальцій з одночасним виділенням хлориду натрію. Хлористий кальцій згідно випускається у вигляді рідкого продукту (I-й сорт – 38%(мас.) CaCl_2 і II-й сорт – 32%(мас.) CaCl_2) або твердого плавленого продукту (76%(мас.) CaCl_2). Основними споживачами хлориду кальцію є сільське господарство (меліорація солончакових ґрунтів), виробництво в'язучих матеріалів, фармацевтична і текстильна промисловості та ін. [5].

Скидання промислових стоків содового виробництва є однією з актуальних проблем охорони природи. Дотепер скидання цих стоків нерідко здійснюється в поверхневі водоймища, що викликає їх забруднення. Скидання водоймища, як правило, проводиться лише в період весняного паводка, а решту пори року підприємство вимушене накопичувати стоки в спеціальних шламонакопичувачах «біле море», будівництво яких пов'язане зі значними капітальними витратами, відчуженням земельних угідь і приводить до забруднення території.

На содових заводах України існують 3 категорії стічних вод:

- високомінералізовані промислові стоки – дистилерна рідина;
- слабомінералізовані стічні води, які не мають економічно обґрунтованих методів очищення;
- стічна вода після охолодження теплообмінної апаратури, що повторно використовується в системах оборотного водопостачання.

На цей час питання ліквідації промислових стоків першої категорії – дистилерної рідини – має позитивне вирішення. Ця рідина може використовуватися для заводнювання нафтових родовищ чи очищення газів або перероблятися для отримання товарної продукції: меліорантів, безцементного в'язучого, пероксиду кальцію або інших продуктів.

Стічні води другої категорії, як правило, після відстоювання скидаються водоймища. Проте скидання цих стоків у зв'язку з їх мінералізацією в межах 12–55 г/л за санітарними нормами не допустиме у відкриті водоймища без очищення, яке є дорогим заходом. Основними корисними компонентами мінералізації є кухонна кам'яна сіль кількістю від 0,5 до 49,5 г/л і содо продукти – від 3 до 9 г/л, а також луѓи – до 4,6 г/л. Вміст цих компонентів дає підставу вважати дані стоки перспективними з метою використання їх для розчинення кам'яної солі методом підземного вилуговування, оскільки в процесі утворення розсолу перелічені компоненти сприятимуть очищенню розсолу від шкідливих домішок, наприклад іонів магнію і кальцію.

З технологічного циклу содового виробництва виводяться газові потоки, що містять аміак, діоксид вуглецю, NO_x , SO_2 , пил. Кількість шкідливих компонентів, які содове виробництво викидає в атмосферу, становить (із розрахунку на 1 т соди): аміак – 1,5 кг, оксид вуглецю – 2,7 кг, оксид азоту – 0,8 кг, діоксид сірки – 5,6 кг, сірководень – 0,15 кг. Джерелами викидів на виробництві є: стадія амонізації очищеного розсолу (повітря фільтрів і газ після стадії карбонізації), стадія кальцинації, печі випалу карбонатної сировини.

Наведені газові викиди містять речовини в межах гранично допустимих норм, тому їх виводять в атмосферу [16].

9 ОХОРОНА ПРАЦІ

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 використовуваних 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			
Амоній гідроксид	Аміак водний	NH ₄ OH	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H} - \text{N} - \text{O} - \text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	Рідина	-91,5	24,7-37,7
Кокс	Кокс	C	-	Тверда речовина	-	-
Кальцій оксид	Оксид кальцію	CaO	Ca=O	Тверда речовина	2570	2850
Карбон (IV) оксид	Оксид вуглецю (IV)	CO ₂	O=C=O	Газ	-	-
Кальцій гідроксид	Гідроксид кальцію	Ca(OH) ₂	$\begin{array}{c} \text{H} - \text{O} - \text{Ca} \\ \\ \text{O} - \text{H} \end{array}$	Рідина	-	-

Продовження табл. 9.1

1	2	3	4	5	6	7
Динатрій карбонат	Карбонат натрію	Na ₂ CO ₃	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{Na} - \text{O} - \text{C} - \text{O} - \text{Na} \end{array}$	Тверда речовина	854	1600

Таблиця 9.2 – Показники вибухо- і пожеженебезпечності

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
Кокс	700	–	–	–	–	–	–	–

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			
				C _{мр} *	C _{сд} **		
1	2	3	4	5	6	7	8

Карбонат кальцію	4	При потраплянні в очі: викликає подразнення. При вдиханні: кашель.	6	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
------------------	---	--	---	---	---	---	--

Продовження табл. 9.3

1	2	3	4	5	6	7	8
Хлорид натрію	3	При потраплянні в очі: різь, сльозотеча, почервоніння слизуватих оболонок. При потраплянні на шкірі: сухість, лущення, почервоніння, подразнення. При ковтанні: нудота, блювота, діарея	5 аерозол ь	–	–	–	Респіратор «Айстра-2». Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, гумові чоботи, фартух з гумованої тканини

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> <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>	20	–	–	0,05-2,9	<p>Фільтручий протигаз марки «КД», «М».</p> <p>Костюм з прогумованої тканини, гумові печатки, захисні окуляри</p>
Кокс	4	<p>При потраплянні в очі: викликає подразнення.</p> <p>При вдиханні: кашель</p>	10	–	–	–	<p>Респіратор «Пелюстка-200».</p> <p>Бавовняний костюм, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи</p>

Продовження табл. 9.3

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

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	Не токсичний. Небезпечний лише в дуже великих кількостях (чинить задущливу дію)	9000	–	–	–	Бавовняний костюм або комбінезон, берет, шкіряні чоботи
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	–	–	–	Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи

Карбонат натрію	3	При ковтанні: нудота. При потраплянні в очі: викликає подразнення. При вдиханні: кашель	2	–	–	–	Респіратор «Пелюстка-200», «Кама», У-2К. Бавовняний костюм або комбінезон, берет, захисні окуляри, гумові рукавички, шкіряні чоботи
-----------------	---	---	---	---	---	---	--

9.2 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори на проектованому виробництві

Згідно ГОСТ 12.0.003-74 "ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация" для виробництва кальцинованої соди характерні наступні небезпеки:

- застосування токсичних, вибухонебезпечних і пожежонебезпечних речовин (характеристики речовин наведені в табл. 9.1 – 9.3);
- застосування вакууму на стадіях регенерації аміаку та фільтрації;
- наявність корозійно-небезпечного середовища (насичений розчин хлориду амонію, аміачна вода, вапняне молоко);
- наявність високих температур (вапняно-випалювальні печі, кальцинатори);
- застосування електричної енергії;
- застосування підйомно-транспортного обладнання, а також обладнання з рухомими і обертовими частинами (мостовий кран, кран-балка, приводи мішалок, конвеєрів).

9.3 Класифікація і категорійність виробництва та його приміщень

Таблиця 9.4 – Класифікація й категорійність виробництва і його приміщень

Найменування відділення	Категорія приміщень по вибухопожеженебезпечності відповідно з ОНТП 24-86	Категорія технологічних блоків по рівню вибухонебезпечності відповідно ОПВ-88	Класифікація приміщень та зовнішнього устаткування по електрообладнанню ДНАОП 0.00-1.32.01		Група виробничого процесу по санітарній характеристиці відповідно СНиП 2.09.04-87
			Клас приміщення	Категорія та група вибухонебезпечних сумішей	
Виробництво кальцинованої соди	В	III	2	IIБ	3б

Згідно санітарної класифікації підприємств і виробництв (СН 245-71 «Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий») проектоване виробництво кальцинованої соди відноситься до II-го класу небезпеки з шириною санітарно-захисної зони – 500 м [19].

9.4 Заходи запобігання шкідливим і небезпечним виробничим факторам

9.4.1 Вентиляція виробничих приміщень

Оскільки основну шкідливість у виробничих приміщеннях проектованого виробництва кальцинованої соди представляють виділення пилу та газів, надлишкове тепловиділення, то передбачається загальнообмінна природна вентиляція та штучна – припливно-витяжна вентиляція.

Загальнообмінна природна вентиляція передбачається у вигляді аерації. Подача повітря передбачається через фрамуги, видалення повітря – через світлоаераційні ліхтарі.

У приміщеннях, де можливе раптове непередбачуване надходження в повітря робочої зони шкідливих речовин, передбачена аварійна витяжна вентиляція. Для систем аварійної вентиляції влаштовані витяжні осьові вентилятори зовні приміщень в огорожувальних конструкціях. Необхідний повітрообмін під час аварій забезпечується спільною роботою основної (загальнообмінної та місцевої) та аварійної систем.

Системи аварійної вентиляції зблоковані з газоаналізаторами, що налаштовані на ГДК. У разі досягнення ГДК автоматично включається аварійна вентиляція, світлова та звукова сигналізація. У доповнення до автоматичного вмикання аварійної вентиляції передбачений пристрій для включення аварійної вентиляції вручну зовні приміщення.

У приміщеннях насосних станцій аміачної води, фільтрової рідини після відділення гідрокарбонату натрію на вакуум-фільтрах та амонізованого розсолу продуктивність аварійної вентиляції повинна забезпечувати не менше ніж 8 повітрообмінів на годину.

На стадії амонізації-регенерації на випадок непередбачуваного надходження у повітря парів аміаку передбачена також аварійна витяжна вентиляція.

У разі непередбаченого вимкнення вентиляторів витяжної системи вмикається сигналізація з виводом світлових і звукових сигналів у приміщення, для яких вона призначена.

У проектуваному виробництві кальцинованої соди передбачена аспірація пилу:

– на стадії вапняно-випалювальних печей: від дробарок, транспортерів, конвєєрів і від місць завантаження-розвантаження та пересипки вапняку та вапна;

– на стадії парової кальцинації: від місць вивантаження соди з кальцинаторів, бункерів і силосів соди, елеваторів, машин для затарювання [20].

Виконаємо розрахунок вентиляції в приміщенні центрального пульту керування виробництва кальцинованої соди. Габаритні розміри приміщення лабораторії складають: довжина – 9 м, ширина – 7 м, висота – 3,5 м.

Кількість повітря, яку необхідно подавати в приміщення, визначається за формулою [21]:

$$W = K \cdot V, \quad (37)$$

де $K = 6$ – кратність повітрообміну, година⁻¹;

V – об'єм робочого приміщення, м³.

$$V = a \cdot b \cdot c, \quad (38)$$

де $a = 9$ – довжина робочого приміщення, м;

$b = 7$ – ширина робочого приміщення, м;

$c = 3,5$ – висота робочого приміщення, м.

$$V = 9 \cdot 7 \cdot 3,5 \approx 220,5 \text{ м}^3.$$

$$W = 6 \cdot 220,5 = 1323 \text{ м}^3/\text{годину}.$$

Вибирається вентилятор типа В-Ц4-70 звичайного виконання для приміщень неагресивних середовищ з температурою не вище 150°C.

Характеристики вентилятора:

Продуктивність 1350 м³/годину

Номер вентилятора 2,5

Натиск 67 мм. вод. ст.

Частота обертання	2500 об/хв.
Електродвигун	
Тип	4AA63 B2
Потужність	0,55 кВт.

9.4.2 Метеорологічні умови виробничих приміщень

Метеорологічні умови – це оптимальні та допустимі температура, відносна вологість і швидкість руху повітря в робочій зоні виробничих приміщень, які встановлюються для робочої зони виробничих приміщень в залежності від категорії роботи за важкістю. Згідно СН 245-71 «Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий» роботи, що виконуються на проектованому виробництві, відносяться до легких робіт (категорія Іб – роботи, що виконуються сидячи, стоячи або пов'язані з ходьбою, і супроводжуються деяким фізичним напруженням). Оптимальні та допустимі норми мікроклімату виробничих приміщень при виконанні робіт категорії Іб наведені в табл. 9.5.

Зазначені параметри передбачається забезпечувати за рахунок вентиляції, опалення, теплоізоляції обладнання. В ЦПУ передбачається установка кондиціонерів.

Контроль показників мікроклімату проводитиметься на початку, всередині і наприкінці холодного і теплого періоду року не менше 3 разів у зміну [22].

Таблиця 9.5 – Оптимальні і допустимі норми температури, відносної вологості і швидкості руху повітря в робочій зоні виробничих приміщень при виконанні робіт категорії Іб

Період року	Температура, °С					Відносна вологість, %		Швидкість руху повітря, м/с
	оптимальна	допустима				оптимальна	допустима на робочих місцях	
		верхня межа		нижня межа				
		на робочих місцях						
постійних	непостійних	постійних	непостійних					
Холодний і перехідний	21-23	24	25	20	17	40-60	75	Не більше 0,3
Теплий	22-24	28	30	21	19	40-60	60 (при 27 °С)	0,3-0,5

Виконаємо розрахунок опалювання в приміщенні центрального пульту керування. Опалювання здійснюється від ТЕЦ, в якості опалювальних приладів використовуються радіатори.

Розрахункова витрата теплоти на опалювання ЦПК визначається за формулою [21]:

$$Q_0 = q \cdot F \cdot (1 + K), \quad (39)$$

де $q = 152$ – укрупнений показник максимальної витрати на опалювання 1 м^2

площі приміщення, $\text{Вт}/\text{м}^2$;

$F = 63$ – площа приміщення, м^2 ;

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

Тоді витрата теплоти на опалювання:

$$Q_0 = 152 \cdot 63 \cdot (1 + 0,34) \approx 12832 \text{ Вт.}$$

Площа поверхні опалювальних приладів визначається за формулою [30]:

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

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

$$H = \frac{12832}{506} = 48 \text{ Екм} = 20,8 \text{ м}^2.$$

Вибирається радіатор типа М-140 АТ, у якого площа поверхні нагріву однієї секції 0,299 м², об'єм 4,1 м³, кількість секцій 70 шт.

9.4.3 Освітлення виробничих приміщень

Відповідно до вимог ДБН В.2.5-28-2006 «Інженерне обладнання будинків і споруд. Природне і штучне освітлення» робота персоналу відноситься до розряду VIII підрозряду „б”, оскільки пов'язана з загальним періодичним спостереженням за ходом виробничого процесу при постійному перебуванні людей у виробничому приміщенні.

В усіх виробничих приміщеннях передбачається суміщене освітлення: природне та штучне освітлення.

Природне освітлення – комбіноване: двобічне освітлення через світлові прорізи в зовнішніх стінах і верхнє через світлоаераційні ліхтарі.

Виробничі приміщення обладнані системою загального штучного освітлення, яка передбачає розміщення світильників під стелею, таким чином, щоб забезпечити рівномірний світловий потік.

Для продовження роботи у випадках, коли за будь-яких причин перестає функціонувати робоче освітлення, а небезпечність технологічних процесів вимагає нормального обслуговування їх (небезпека пожежі, вибуху та ін.) передбачається аварійне освітлення. Потужність аварійного освітлення складає 5% нормативної робочої освітленості. Аварійні світильники фарбуються наполовину червоним кольором.

Проектом передбачене евакуаційне і охоронне освітлення. Евакуаційне освітлене призначене для безпечної евакуації людей із приміщень у місцях, небезпечних для проходу, сходових клітках, а також на шляху евакуації людей із приміщення або території. Це освітлення буде забезпечувати освітленість 0,5 лк на підлозі або сходах і 0,2 лк на землі. Для цього застосовуються світильники аварійного освітлення. Охоронне освітлення влаштовується вздовж границь території, що охороняється спеціальним персоналом. Найменша освітленість у нічний час – 0,5 лк [20].

Виконаємо розрахунок природного та штучного освітлення для приміщення центрального пульта керування.

Природне освітлення, яке відбувається через вікна, розраховують виходячи із співвідношення площі світлових отворів до підлоги, по формулі [21]:

$$S_{\text{ок}} = \frac{1}{5} \cdot S_{\text{п}}, \quad (41)$$

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

$S_{\text{п}} = 63$ – площа підлоги, м².

В результаті отримаємо:

$$S_{\text{а\textcircled{e}}} = \frac{63}{5} = 12,6 \text{ м}^2.$$

Площа одного вікна 3,06 м², розмір вікна $S_0 = 1,7 \times 1,8$ м, кількість вікон 5 шт.

Кількість світильників, необхідна для освітлення приміщення, визначається методом світлового потоку за формулою [21]:

$$n = \frac{E \cdot S \cdot K}{F \cdot U \cdot Z}, \quad (42)$$

де $E = 400$ – мінімально допустима освітленість робочих поверхонь, лк;

$S = 63$ – освітлювана площа, м²;

$F = 1720$ – світловий потік однієї лампи, залежний від її потужності, 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, що залежить від конструкції світильника, коефіцієнта відображення стелі та стін.

Для штучного освітлення вибираємо світильник підвісний з двома люмінесцентними лампами з дифузними віддзеркаленням. Ці лампи є найбільш поширеними джерелами світла побутових і виробничих приміщень, що пояснюється наступними їх перевагами: вони прості у виготовленні, зручні в експлуатації, не вимагають додаткових пристроїв для включення в мережу.

Розміри світильника 1260×220 мм.

$$n = \frac{400 \cdot 63 \cdot 1,5}{1720 \cdot 1 \cdot 1} \approx 20 \text{ шт.}$$

Визначаємо кількість світильників [21]:

$$N = \frac{n}{n_1}, \quad (43)$$

де $n = 20$ – кількість ламп для освітлення приміщення;

$n_1 = 2$ – число ламп для одного світильник.

$$N = \frac{20}{2} = 10 \text{ шт.}$$

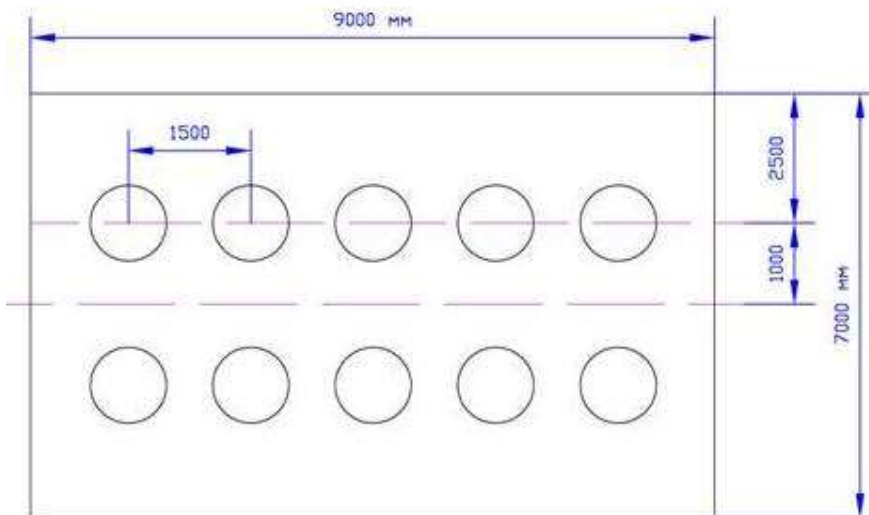


Рисунок 9.1 – Розміщення світильників

Потужність електроосвітлювальної установки з урахуванням місцевого освітлення визначається по формулі [21]:

$$N = \frac{n \cdot W + (0,1 \div 0,2) \cdot n \cdot W}{1000}, \quad (44)$$

де n – розрахункова кількість ламп для даного приміщення;

$W = 40$ – потужність однієї лампи, Вт;

$(0,1 \div 0,2) \cdot n \cdot W$ – додаткова потужність для ламп місцевого освітлення, Вт.

$$N = \frac{20 \cdot 40 + 0,1 \cdot 20 \cdot 40}{1000} = 0,88 \text{ кВт.}$$

9.4.4 Заходи боротьби з шумом та вібрацією

Рівень шуму на робочих місцях повинен відповідати нормам, встановленим ДСН 3.3.6.037-99 «Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку».

В проектуваному виробництві передбачені наступні заходи, спрямовані на зниження рівня шуму:

- технічні (застосування технологічних процесів, за яких рівні звукового тиску на робочих місцях не перевищують припустимі; використання при будівництві звуковбирних матеріалів; застосування засобів індивідуального захисту – протишумних шоломів, навушників, вкладишів у вуха);
- організаційні (раціональний режим праці й відпочинку, скорочення часу перебування в гучних умовах).

Рівень вібрації на робочих місцях повинен відповідати нормам, встановленим ДСН 3.3.6.039-99 «Державні санітарні норми виробничої загальної та локальної вібрації».

Основними заходами щодо боротьби з вібрацією є зниження вібрації:

- зниження вібрації в джерелі виникнення;
- зменшення вібрації на шляху поширення – віброізоляція, шляхом застосування пружинних і гумових прокладок, спеціальних підкладок під устаткування;
- застосування дистанційного управління, що виключає передачу вібрацій на робоче місце;
- використання індивідуальних засобів захисту (антивібраційні рукавиці, взуття, гумові килимки).

Вібруюче обладнання періодично й після ремонту перевіряється на відповідність його діючим санітарним нормам [22]

9.4.5 Заходи електробезпеки

Для живлення електрообладнання проектного цеху передбачається застосування електричної мережі трифазного змінного струму з ізольованою нейтраллю, робоча напруга 380/220 В.

Згідно ПУЕ виробничі приміщення проектного цеху відносяться до категорії особливо небезпечних, оскільки має місце наявність хімічно активного середовища, металевих конструкцій і струмопровідних підлог.

Вся електропроводка в приміщеннях передбачається закритого типу, в металевих трубах.

Для захисту обслуговуючого персоналу від поразки електричним струмом в умовах проектного цеху передбачаються наступні заходи:

- механічні огороження і захисні блокувальні пристрої;
- захисне заземлення електроустановок і електрообладнання;
- забезпечення неприступності струмопровідних частин обладнання і мережі.

Для захисту від поразки електричним струмом передбачається інструмент з ізолюючими рукоятками, діелектричні килимки і рукавички [23].

Виконаємо розрахунок заземлюючого контуру для приміщення центрального пульта керування, виходячи з умови, що загальний опір заземлюючого контуру $R_{ззп}$ повинен бути меншим за 4 Ом.

Загальний опір захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою [21]:

$$R_{ззп} = \frac{R_з \cdot R_n}{R_з \cdot n_n \cdot \eta_з + R_з \cdot \eta_n}, \quad (45)$$

де R – опір заземлення, в якості якого використовуються стрижні, Ом;

R – опір лінії, що з'єднує заземлювачі, Ом;

n – кількість заземлювачів, шт.;

$\eta_з = 0,8$ – коефіцієнт екранування заземлювача;

$\eta_n = 0,7$ – коефіцієнт екранування, що з'єднує смуги.

Опір заземлювача визначається за формулою [30]:

$$R_з = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot l} \cdot \left(\frac{\ln 2 \cdot l}{d} + \frac{1}{2} \ln \frac{(4t + 1)}{(4t - 1)} \right), \quad (46)$$

де $\rho = 700$ – питомий опір ґрунту, Ом · м;

$l = 10$ – довжина стрижня, м;

$d = 0,03-0,05$ – діаметр стрижня, м;

$t = 0,5$ – відстань від середини забитого в ґрунту заземлювача до рівня землі, м;

Опір лінії, що з'єднує заземлювачі, визначається за формулою [21]:

$$R_n = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot L} \cdot \frac{\ln 2 \cdot L}{b \cdot t'}, \quad (47)$$

де $L = 30$ – довжина смуги, що з'єднує заземлювачі, м;

$b = 0,03$ – ширина смуги при прокладці всередині будівлі, м;

$t' = 0,5$ – глибина заземлення від рівня землі, м.

Кількість заземлювачів захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою [21]:

$$n = \frac{2R_3}{4 \cdot \eta_3}, \quad (48)$$

де 4 – допустимий загальний опір, Ом;

2 – коефіцієнт сезонності.

$$t = \frac{1-t'}{2} = \frac{1-0,5}{2} = 0,25.$$

$$R_3 = \frac{700}{2 \cdot 3,14 \cdot 10} \left(\ln \frac{2 \cdot 10}{0,03} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot 0,25 + 10}{4 \cdot 0,25 - 10} \right) = 65,95 \text{ Ом.}$$

$$R_{3M} = \frac{700}{2 \cdot 3,14 \cdot 30} \cdot \ln \frac{2 \cdot 30^2}{0,03 \cdot 0,5} = 43,4 \text{ Ом.}$$

$$n = \frac{2 \cdot 65,95}{4 \cdot 0,8} = 41,22 = 42 \text{ шт.}$$

$$R_{33П} = \frac{65,95 \cdot 43,4}{43,4 \cdot 42 \cdot 0,8 + 65,95 \cdot 0,7} = 1,90 \text{ Ом.}$$

Після проведення всіх розрахунків значення $R_{33П} = 1,90 \text{ Ом} \leq 4 \text{ Ом}$, то захисний заземлюючий пристрій зможе забезпечити електробезпеку виробничої будівлі.

9.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві

На різних стадіях технологічного процесу потенційними джерелами пожежі можуть бути:

- кокс, що використовуються в якості палива;
- електрообладнання;
- паливно-мастильні матеріали.

Потенційними причинами пожеж можуть бути:

- несправність електрообладнання;
- високі температури ведення технологічного процесу;
- удари блискавки.

Виробництво передбачається розмістити в одноповерховій залізобетонній будівлі павільйонного типу другого ступеня вогнестійкості. З будівлі передбачаються два евакуаційних виходи. Найбільше віддалення від робочих місць до виходу не перевищує 25 м. Згідно ПУЕ приміщення за пожежною безпекою не класифікується.

Проектом передбачається пожежний водопровід із зовнішніми гідрантами і внутрішніми пожежними кранами. Гідранти розташовуються на території підприємств на відстані не більше 100 м по периметру будівель вздовж доріг і не ближче 5 м від стін. Пожежні крани встановлюються на висоті 1,35 м від підлоги всередині приміщень біля виходів, у коридорах, на сходових клітках. Кожний пожежний кран споряджається прогумованим рукавом та пожежним стволем. Довжина рукава 10 або 20 м. Продуктивність кожного крана – не менше ніж 2,5 л/с.

Для ліквідації невеликих осередків пожеж, а також для гасіння пожеж у початковій стадії їх розвитку силами обслуговуючого персоналу, застосовуються первинні засоби пожежогасіння. До них належать: вогнегасники (ВХП-10 і ВВ-5), пожежний інвентар (покривала з негорючого теплоізоляційного полотна або повсті, ящики з піском, бочки з водою, пожежні відра, совкові лопати), пожежний інструмент (гаки, ломи, сокири тощо).

Проектоване виробництво забезпечується засобами зв'язку та системами пожежної сигналізації та оповіщення. Для передачі повідомлення про пожежу в будь-який час доби використовуються телефони спеціального та загального призначення, радіозв'язок, централізовані установки пожежної сигналізації.

Системи оповіщення про пожежу забезпечують передачу сигналів оповіщення одночасно по всій будівлі. Оповіщення працівників про пожежу виконується трансляцією мовних повідомлень про необхідність евакуації, шляхи евакуації та інші дії спрямовані на забезпечення безпеки людей [24].

ВИСНОВКИ

В дипломному проекті розроблена стадія амонізації очищеного розсолу в виробництві кальцинованої соди потужністю 400 тис. т/рік.

Аналіз існуючих способів одержання кальцинованої соди показав, що найбільш економічно доцільним є аміачний спосіб. На підставі прийнятого способу виробництва була вибрана та описана технологічна схема.

Виконаний розрахунок матеріального та теплового балансів стадії амонізації очищеного розсолу є підставою для вибору основного апарату стадії – абсорбера. Правильність вибору абсорбера підтверджують результати конструктивного та механічного розрахунків. В проекті наведена стисла характеристика технологічного обладнання розроблюваної стадії.

Запропонована система автоматизації стадії амонізації очищеного розсолу дозволяє проводити технологічний процес в оптимальному режимі та отримувати продукт, якість якого відповідає нормам діючого ГОСТу.

В дипломному проекті розглянуті відходи та викиди виробництва кальцинованої соди, а також способи їх переробки

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 центрального пункту керування виробництва кальцинованої соди.