

Міністерство освіти і науки України

Запорізький національний університет

(повне найменування вищого навчального закладу)

Інженерний навчально-науковий інститут ім Ю.М. Потебні

(назва факультету)

Кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

(повна назва кафедри)

Пояснювальна записка

до кваліфікаційної роботи бакалавра

рівень вищої освіти перший бакалаврський рівень

(перший (бакалаврський) рівень)

на тему Технологічні особливості випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему

Виконав: студент 4 курсу, групи 6.1360-м

Крамаренко Є.О.

(ПІБ)

(підпис)

спеціальності

136 Металургія

(шифр і назва)

спеціалізація

(шифр і назва)

освітньо-професійна програма

Металургія

(шифр і назва)

Керівник Нестеренко Т.М.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент Проценко В.М.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Запоріжжя - 2024 року

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ
ім. Ю.М. ПОТЕБНІ**

Кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

Рівень вищої освіти перший бакалаврський рівень
перший (бакалаврський) рівень

Спеціальність 136 Металургія
(шифр і назва)

Освітньо-професійна програма Металургія
(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри МТЕТБ
Ю.О. Белоконь

“ 12 ” 02 2024 року

**З А В Д А Н Н Я
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ (ПРОЕКТ) СТУДЕНТУ**

Крамаренко Євгенію Олександровичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи (проекту) «Технологічні особливості випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему»

керівник роботи (проекту) Нестеренко Тетяна Миколаївна, к.т.н., доцент
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом вищого навчального закладу від “26” грудня 2023 року № 2215-с

2. Строк подання студентом роботи (проекту) 14.06.2024

3. Вихідні дані до роботи (проекту) концентрування 59 т/год водного розчину NaOH; початкова концентрація 7,0 %; кінцева концентрація 35 %; тиск насиченої водяної пари 0,8289 МПа; тиск у барометричному конденсаторі 0,0129 МПа.

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Реферат. Вступ. Загальна частина. Технологічна частина. Конструкційна частина. Охорона праці та техногенна безпека. Висновки. Перелік джерел посилання.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)
Креслення, презентаційний матеріал на 11 слайдах (на 11 сторінках)

6. Консультанти розділів проекту (роботи)

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата
		завдання прийняв
<i>Загальна частина</i>	<i>Нестеренко Т.М., доцент</i>	
<i>Технологічна частина</i>	<i>Нестеренко Т.М., доцент</i>	
<i>Конструкційна частина</i>	<i>Нестеренко Т.М., доцент</i>	
<i>Охорона праці та техногенна безпека</i>	<i>Нестеренко Т.М., доцент</i>	
<i>Нормоконтроль</i>	<i>Белоконь Ю.О., завідувач кафедри</i>	

7. Дата видачі завдання 12.02.2024 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломного проекту (роботи)	Строк виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	<i>Вступ</i>	<i>10.06-16.06.2024</i>	
2	<i>Реферат</i>	<i>10.06-16.06.2024</i>	
3	<i>Загальна частина</i>	<i>13.05-19.05.2024</i>	
4	<i>Технологічна частина</i>	<i>20.05-26.05.2024</i>	
5	<i>Конструкційна частина</i>	<i>27.05-02.06.2024</i>	
6	<i>Охорона праці та техногенна безпека</i>	<i>03.06-09.06.2024</i>	
7	<i>Висновки</i>	<i>10.06-16.06.2024</i>	

Студент _____ *Крамаренко Є.О.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник проекту (роботи) _____ *Нестеренко Т.М.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Розрахунково-пояснювальна записка: 65 с., 12 табл., 8 рис., 17 джерел.

ВИПАРЮВАННЯ, ВИТРАТА ПАРИ, ЛУЖНІ РОЗЧИНИ, ПЛІВКОВИЙ ВИПАРНИЙ АПАРАТ, РЕКОМПРЕСІЯ, ТЕПЛОВЕ НАВАНТАЖЕННЯ.

Тема кваліфікаційної роботи бакалавра: Технологічні особливості випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему.

Мета роботи – вивчення особливостей та розробка технології випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему.

У розділі “Загальна частина” проаналізовано фізико-хімічні процеси виробництва глинозему за способом Байєра. Наведено та описано потокову діаграму процесу Байєра. Описано характеристику технологічних схем багатокорпусного випарювання розчинів, вплив технологічних чинників і домішок на процес випарювання маточних алюмінатно-лужних розчинів.

У розділі «Технологічна частина» розроблена технологічна схема ділянки випарювання лужних розчинів, здійснено вибір трикорпусної випарної установки з двома послідовними пристроями механічної рекомпресії пари. Описана технологія випарювання лужних розчинів. Складено матеріальний баланс випарювання лужних розчинів.

У розділі «Конструкційна частина» описано будову і принцип дії випарного апарата з плівкою, що стікає. Виконано конструктивний розрахунок випарної установки. Складено тепловий баланс випарювання лужних розчинів, виконано розподіл теплових навантажень по корпусах установки.

У розділі «Охорона праці та техногенна безпека» проаналізовано шкідливі та небезпечні виробничі фактори виробничого середовища ділянки випарювання. Розроблено заходи щодо поліпшення умов праці апаратника-гідрометалурга.

ЗМІСТ

Вступ.....	7
1 Загальна частина.....	9
1.1 Виробництво глинозему за способом Байєра.....	9
1.2 Призначення та особливості випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему.....	14
1.3 Технологічні схеми та устаткування для випарювання розчинів.....	20
2 Технологічна частина.....	24
2.1 Технологічна схема випарювання лужних розчинів	24
2.2 Опис технології випарювання лужних розчинів.....	26
2.3 Матеріальний баланс випарювання лужних розчинів.....	31
3 Конструкційна частина.....	34
3.1 Конструкція і принцип дії випарного апарата.....	34
3.2 Тепловий баланс випарювання лужних розчинів. Розподіл теплових навантажень.....	36
3.2.1 Визначення температур кипіння розчинів.....	36
3.2.2 Розрахунок корисної різниці температур.....	41
3.2.3 Визначення теплових навантажень.....	42
3.3 Конструктивний розрахунок випарної установки.....	45
3.3.1 Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі.....	45
3.3.2 Розподіл корисної різниці температур.....	51
3.3.3 Уточнений розрахунок поверхні теплопередачі. Друге наближення.....	52
3.3.4 Уточнений розрахунок поверхні теплопередачі. Трете наближення.....	54
4 Охорона праці та техногенна безпека.....	58

4.1 Шкідливі та небезпечні фактори виробничого середовища	
під час виробництва сплавів із вторинної алюмінієвої сировини.....	58
4.2 Заходи щодо усунення шкідливих і небезпечних факторів	
виробничого середовища.....	59
Висновки.....	63
Перелік джерел посилання.....	64

ВСТУП

Для одержання 1 т електролітичного алюмінію потрібно в середньому 2 т глинозему. На одну тону глинозему витрачається в середньому 2,7 т бокситу і 15,3 ГДж теплової енергії [1].

Основним промисловим способом виробництва глинозему в світі є спосіб Байера. Випарювання є важливою ділянкою у технологічному ланцюжку одержання глинозему за способом Байера та визначає загальні техніко-економічні показники виробництва глинозему [2,3]. Для концентрування маточного розчину та підготовки його до вилуговування нової порції бокситу видаляють воду, додану на промивання червоного шламу і гідроксиду алюмінію. Кількість води, яку слід випарити визначається різницею між обсягами алюмінатного та оборотного розчинів. Під час випарювання також відбувається очищення розчинів від соди, органічних сполук, гідроалюмосилікату натрію, сульфату натрію та ін. Перевагою випарювання порівняно з іншими способами виділення солей є технологічна простота, універсальність, безреагентність. Випарювання – енергоємний процес, а сучасні вакуум-випарні установки є складним дорогим устаткуванням.

Енерговитрати на випарювання алюмінатно-лужних розчинів для одержання 1 т глинозему складають від 7 ГДж до 15 ГДж [4]. Використання в глиноземному виробництві багатокорпусних установок дозволяє значно зменшити витрату пари на випарювання маточних розчинів. Досвід використання механічної рекомпресії пари під час експлуатації технологічних ліній випарювання на глиноземних підприємствах GEA Process Engineering (Франція) показав, що рекомпресія пари дозволяє зберегти потужність і зменшити кількість корпусів випарювання.

Переробка на глинозем бокситів з підвищеним вмістом карбонатів і сполук сірки призводить до забруднення содою та сульфатами розчинів. Внаслідок накопичення у розчинах таких домішок виникають технологічні

ускладнення при випарюванні (зокрема заростання нагрівних труб випарних апаратів осадами содо-сульфатної суміші) через погіршення теплопередачі.

Зниження витрати теплоти на випарювання зі збереженням глибини випарювання розчинів є актуальним завданням у виробництві глинозему.

Метою кваліфікаційної роботи бакалавра є вивчення особливостей та розробка технології випарювання лужних розчинів у виробництві глинозему.

Завдання кваліфікаційної роботи бакалавра:

1. Проаналізувати призначення процесу багатокорпусного випарювання розчинів у виробництві глинозему.

2. Проаналізувати технологічні особливості та розробити технологію випарювання лужних розчинів для зниження витрати пари у виробництві глинозему.

3. Описати конструкцію випарних апаратів та випарних установок, що застосовують у виробництві глинозему. Виконати розрахунок випарної установки.

4. Розрахувати матеріальний баланс процесу випарювання лужних розчинів у глиноземному виробництві.

5. Розрахувати тепловий баланс процесу випарювання лужних розчинів у глиноземному виробництві.

6. Виявити шкідливі і небезпечні фактори виробничого середовища під час випарювання лужних розчинів у глиноземному виробництві.

1 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

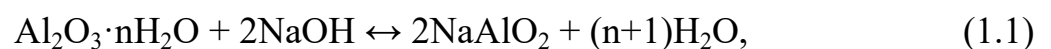
1.1 Виробництво глинозему за способом Байєра

Світове виробництво глинозему базується на переробці високоякісних бокситів за способом Байєра. Фізико-хімічні основи способу розроблено понад 100 років тому і дотепер не зазнали істотних змінень [1,3-6].

В удосконалення технології як способу Байєра, так й інших варіантів одержання глинозему великий внесок зробили вчені-дослідники В. А. Мазель, Ф. Ф. Вольф, С. І. Кузнєцов, М. Н. Смирнов, Н.І. Єрємін, А. І. Лайнер, В. А. Дерев'янкін, Л. П. Ні, В. Д. Пономарьов, В. М. Сізяков та інші.

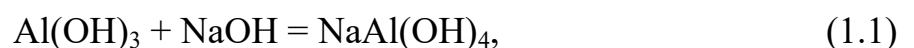
У промисловій практиці отримання глинозему найбільш широке застосування знайшов лужний гідрохімічний спосіб Байєра. Способом Байєра переробляють високоякісні боксити з низьким вмістом кремнезему. Цей спосіб є найбільш економічним способом одержання глинозему, проте вимагає використання бокситів з низьким вмістом кремнезему SiO_2 , сполук сірки, вуглецю і ряду інших домішок.

Процес переробки бокситів за способом Байєра для отримання глинозему являє собою замкнутий цикл (рис. 1.1), в основі якого лежить оборотна хімічна реакція [1-4]:



що йде в умовах вилуговування зліва направо, а в умовах декомпозиції – справа наліво:

для гібситового бокситу



для бемітового і діаспорового бокситів



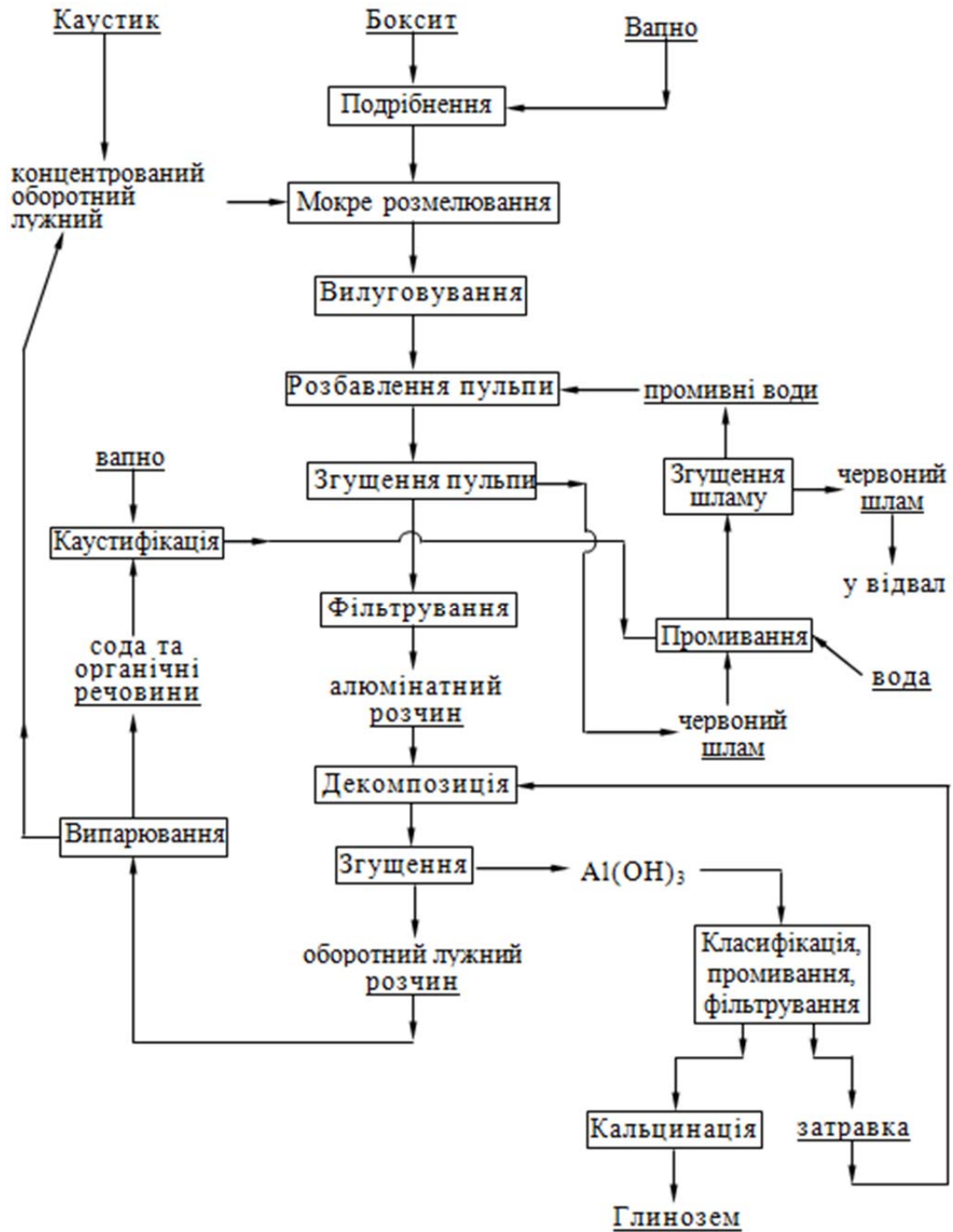
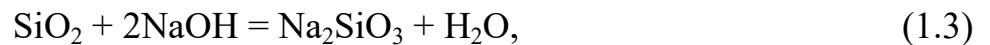


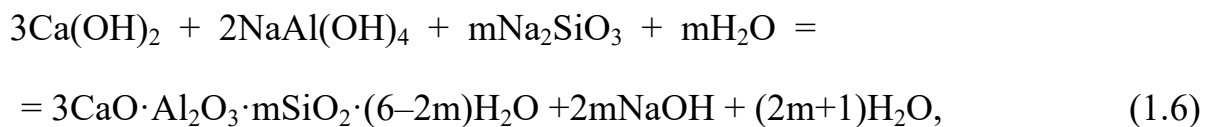
Рисунок 1.1 – Технологічна схема виробництва глинозему за способом Байєра [3]

Попередньо подрібнений боксит (не більш 10 % крупністю понад 110 мкм) піддають вилуговуванню протягом 1-2 годин обіговим лужним розчином (розчином гідроксиду натрію). Для гібситових бокситів, які легко розкладаються, вилуговування відбувається протягом 1 години при температурі близько 100 °С розчинами з концентрацією Na₂O не більше 150 г/л [5,6]. Для бокситів, що важко розкладаються, до складу яких входить беміт або діаспор, необхідні більш жорсткі умови вилуговування: вилуговування в автоклавах при температурі 230 °С, концентрація обігового розчину 300 г/л Na₂O, добавка вапна 3-5 % від маси бокситу.

Крім основних реакцій (1.1) і (1.2) паралельно протікають і інші, обумовлені наявністю розчинних домішок у бокситі та що визивають у підсумку втрати алюмінію і лугу у вигляді гідроалюмосилікату натрію (ГАСН):



У зв'язку з тим, що вилуговування бокситів, які важко розкладаються, протікає в присутності вапна (3–5% від маси бокситу), частина кремнезему зв'язується в гідрогранат, зменшуючи втрати лугу з червоним шламом:



інші домішки, взаємодіючи з вапном, також утворюють нерозчинні сполуки:



На швидкість і ступінь вилуговування глинозему з бокситу впливають наступні фактори: 1) температура вилуговування; 2) концентрація лугу; 3) каустичні модулі обігового й алюмінатного розчинів; 4) дрібність помелу; 5) швидкість перемішування пульпи; 6) добавка вапна.

Процес вилуговування бокситу при низьких температурах протікає в кінетичній області. При високих температурах (вище 200 °С) залежність швидкості від температури виражена значно слабкіше, оскільки вирішальне значення мають дифузійні фактори [7,8].

Теоретичний вихід оксиду алюмінію при вилуговуванні бокситу – хімічний вихід, що був би досягнутий, якщо б втрати Al_2O_3 з червоним шламом точно відповідали утворенню ГАСН, %:

$$\eta_{Al_2O_3, T} = 100 - 85 \cdot \frac{s}{a} = 100 - \frac{85}{\mu_{Si}}. \quad (1.8)$$

Одержаний алюмінатний розчин відокремлюють від нерозчинного залишку (червоного шламу) і піддають його декомпозиції – гідролітичному розкладанню у присутності великої кількості затравки гідроксиду алюмінію, отриманого в попередньому циклі. Хімізм процесу декомпозиції в присутності затравки представлений реакцією:



Процес декомпозиції проводиться в політермічному режимі зі зміною температури від 65 °С до 55 °С при затравочному відношенні (відношенні по масі кількості Al_2O_3 у затравці до кількості Al_2O_3 в алюмінатному розчині при декомпозиції) рівному 3,0 протягом 50–72 годин. Концентровані алюмінатні розчини (300 г/л Na_2O) до декомпозиції (перед процесом згущення червоного шламу) розбавляють промивними водами, а відносно слабкі розчини надходять на декомпозицію без розведення.

Ефективність процесу декомпозиції оцінюється величиною виходу глинозему:

$$\eta_{Al_2O_3} = \left(1 - \frac{\alpha_{ал}}{\alpha_{об}} \right) \cdot 100, \quad (1.10)$$

де $\eta_{Al_2O_3}$ – вихід глинозему при декомпозиції, %;

$\alpha_{ал}$ – каустичний модуль алюмінатного розчину;

$\alpha_{об}$ – каустичний модуль обігового розчину.

Одержаний гідроксид алюмінію відокремлюють від маточного розчину, промивають, а потім поділяють на дві частини – затравочний і продукційний гідроксид. Затравочний гідроксид алюмінію направляється на декомпозицію нової порції алюмінатного розчину як затравка.

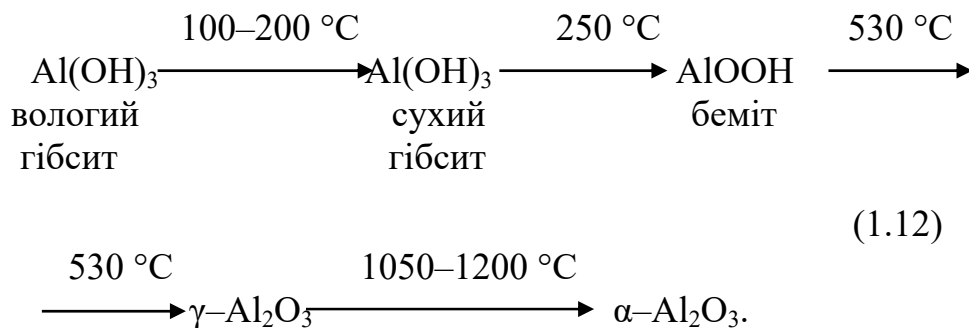
Повноту протікання процесів вилуговування і декомпозиції оцінюють за величиною показника ефективності обігу $E_{об}$, тобто кількості Al_2O_3 (г/л), що витягається з бокситу активним лугом:

$$E_{об} = n \cdot \left(\frac{1}{\alpha_{ал}} - \frac{1}{\alpha_{об}} \right) \cdot \frac{102}{62} = n \cdot \left(\frac{1}{\alpha_{ал}} - \frac{1}{\alpha_{об}} \right) \cdot 1,645, \quad (1.11)$$

де n – вміст каустичного луку Na_2O_k у вихідному розчині, г/л;

102 і 62 – молекулярні маси Al_2O_3 і Na_2O відповідно.

Продукційний гідроксид після промивання піддають кальцинації – прожарюванню при температурі 1050–1200 °С. У ході кальцинації з вихідним гідроксидом алюмінію відбуваються наступні перетворення:



В результаті одержують глинозем, що складається на 5–25 % з $\alpha-Al_2O_3$ і 95–75% $\gamma-Al_2O_3$, що цілком відповідає вимогам, висунутим до металургійного глинозему.

Маточний розчин піддають випарюванню з метою збільшення концентрації каустичного луку для наступного вилуговування.

Найважливішим показником, що характеризує в цілому процес виробництва глинозему, є товарний вихід η_T – відношення кількості оксиду алюмінію (Al_2O_3), видобутого в глинозем m_1 до його кількості у вихідній сировині (бокситі) m_2 , %:

Їдкий луг NaOH здійснює замкнутий цикл, тобто є повністю оборотним. Лише відносно невелику кількість його доводиться вводити ззовні для компенсації безповоротних втрат переважно з гідроалюмосилікатом натрію, що утворюється під час вилуговування.

Під час випарювання матеріальний потік балансує по трьох компонентах: воді, соді та органічних сполуках [2-7].

Вода надходить в процес Байєра з:

- а) водою на промивання червоного шламу та гідроксиду алюмінію;
- б) вологи бокситу;
- в) конденсатом гострої пари у разі обігрівання автоклавів гострою парою.

Воду з матеріального потоку видаляють:

- а) з парою самовипарювання під час охолодження автоклавної пульпи;
- б) з червоним шламом, що направляють у відвал;
- в) з гідроксидом алюмінію, що піддають кальцинації;
- г) під час випарювання.

Кількість води, що видаляється за першими трьома напрямками порівняно невелика, тому основну кількість води, що потрапляє в процес, видаляють під час випарювання маточного розчину.

На 1 т глинозему потрібно випарувати близько 10 м³ води.

Сода надходить в процес Байєра з:

- а) з їдким лугом;
- б) під час поглинання алюмінатно-лужними розчинами вуглекислого газу з повітря;
- в) під час декаустифікації їдкого лугу карбонатами.

Видалення соди з процесу частково відбувається з розчинами, що механічно втрачаються. Всю видалену соду піддають каустифікації і як каустичний луг знов повертають в процес.

Випарювання є важливою ділянкою у технологічному ланцюжку

одержання глинозему за способом Байєра та визначає загальні техніко-економічні показники виробництва глинозему. Для концентрування маточного розчину та підготовки його до вилуговування нової порції бокситу видаляють воду, додану на промивання червоного шламу і гідроксиду алюмінію. Під час випарювання також відбувається очищення розчинів від соди, органічних сполук, гідроалюмосилікату натрію, сульфату натрію та ін. [4].

За практичними даними визначено, що під час переробки за способом Байєра діаспоро-бемітових бокситів на 1 т глинозему доводиться випаровувати близько 10 м^3 води, яка необхідна для розбавлення автоклавної пульпи і значна частина якої у вигляді барометричного конденсату повертається у процес [7]. Свіжа (гостра) пара витрачається також на здійснення вилуговування в автоклавах, для підігрівання ж розчинів в інших операціях – сепараторна пара.

Сода надходить в процес Байєра в порівняно невеликих кількостях разом з їдким лугом. Другим, також незначним джерелом надходження соди в процес є поглинання алюмінатно-лужними розчинами вуглекислого газу з повітря на різних стадіях процесу, переважно під час декомпозиції алюмінатних розчинів. Третє джерело надходження соди в процес – згадувана вище реакція декаустифікації їдкого лугу карбонатами (кальцію, магнію і заліза), нерідко присутніми у бокситі або у вапні, що застосовують для активізації процесу вилуговування. Залежно від вмісту в бокситі вказаних домішок надходження соди в процес може досягати значних величин.

Видалення соди з процесу частково відбувається з розчинами, що механічно втрачаються, переважно – під час випарювання. Всю видалену соду піддають каустифікації і як каустичний луг знов повертають в процес [8,9].

Органічні сполуки з процесу частково виводять з червоним шламом і гідроксидом алюмінію, частково з механічними втратами, переважно разом з содою, що виділяється під час випарювання.

Фактори, що впливають на випарювання маточних алюмінатно-лужних розчинів:

- концентрація лугу в розчині;
- в'язкість розчинів;
- розмір осадів кристалів соди;
- температура процесу;
- домішки, що наявні в алюмінатно-лужному розчині

В'язкість, крупність осаду, температура процесу. Випарювання лужних алюмінатних розчинів при низькій температурі підвищує в'язкість розчинів, при цьому утворюються дрібні кристали соди, що ускладнює їх осадження та відокремлення від розчину в содовідстійнику. При високій температурі упарювання в'язкість розчину зменшується, утворюються великі кристали соди, і осад соди проходить швидко. Виділення соди з розчину в основному відбувається при 280 г/л Na_2O_k вперше корпусі випарної батареї, який подають «гострий» пар. Для зменшення інкрустації та усунення забивання окропом розчин рекомендується упарювати при температурі нижче 150 °С, на практиці випарювання ведуть при температурі 120-135 °С [10,11].

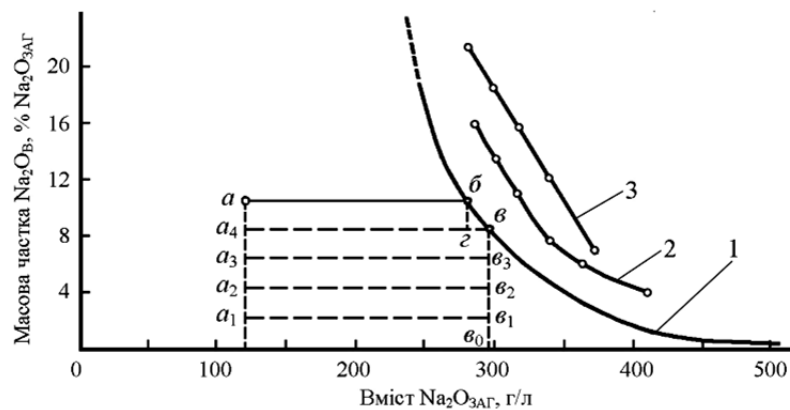
Домішки, присутні у лужному алюмінатному розчині. Алюмінатні розчини завжди містять карбонат і сульфат натрію, органічні речовини. Під час випарювання, після досягнення певної концентрації лугу, починається кристалізація карбонатних і сульфатних солей, частина яких відкладається на теплообмінній поверхні апаратури і різко зменшує теплопередачу. Солі, що виділилися на трубках, періодично розчиняють в розбавлених маточних розчинах або промивних водах. Основні домішки – це сода (карбонат), органічні речовини, сполуки силіцію (ГАСН) та сполуки сірки. Органічні домішки підвищують в'язкість розчинів та викликають надподрібнення содового осаду. Надлишок органічних речовин поглинається содою. Шкідливий вплив органічних сполук усувають спіканням бокситу з оборотною содою або підвищенням дозування вапна.

Пересичення розчину кремнеземом при високій температурі в першому корпусі випарної батареї викликає швидко кристалізацію гідроалюмосилікату

натрію. Швидкість заростання поверхні трубок прямо пропорційна температурі розчину і обернено пропорційна концентрації розчину. Осад осаджується на стінках труб, що гріють, у вигляді щільного накипу і знижує коефіцієнт теплопередачі. Для її видалення проводять періодичне чищення батареї розчином 6-10 % H_2SO_4 з додаванням 1-2 % розчину інгібітора [4,6].

Присутність сполук сірки в розчинах, що упарюються, знижує термін служби кип'ятільних труб за рахунок збільшення корозійної дії [5-9].

На рис. 1.3 надана крива 1 розчинності соди в синтетичних оборотних розчинах за температур кипіння цих розчинів під атмосферним тиском [10]. З кривої 1 виходить, що розчинність соди різко зменшується зі збільшенням концентрації оборотного розчину. Нижче за криву розчинності карбонату натрію в оборотних розчинах знаходиться поле ненасичених карбонатом натрію розчинів, а вище – поле пересичених розчинів, з яких він виділятиметься у вигляді кристалів (згущення солей здійснюють у згущувачах).



- 1 – алюмінатно-лужний розчин, що не містить органічні речовини (синтетичний розчин); 2 – виробничий маточний розчин із звичайним вмістом органічних речовин;
3 – виробничий маточний розчин з підвищеним вмістом органічних речовин

Рисунок 1.3 – Розчинність соди в алюмінатно-лужних розчинах під час випарювання

Наявність органічних домішок підвищує в'язкість виробничих оборотних розчинів і тим самим сприяє їх пересиченню содою. У результаті – розчинність соди у виробничих умовах вище показаної на кривій розчинності. Органічні речовини відокремлюють від розчину разом з карбонатом і сульфатом натрію на фільтрах або центрифугах.

Вміст соди в розчині змінюється протягом випарювання (рис.1.6). Якщо припустити, що на випарювання надходить розчин, склад якого визначається точкою а, тоді протягом випарювання склад розчину змінюється по прямій, паралельній осі абсцис. У точці перетину з кривою розчинності (точка б) починається кристалізація соди, а склад розчину починає змінюватися вздовж кривої розчинності в напрямку до осі абсцис. Припустимо, що розчин випарюють до концентрації $\text{Na}_2\text{O}_{\text{заг}}$, що відповідає точці v_0 . У такому разі випарювання закінчиться в точці в, ордината якої характеризує вміст соди в випареному оборотному розчині, а кількість осажденої під час випарювання соди вимірюється різницею ординат точок б і в, тобто відрізком $бв$ [11].

На діаграмі можна також спостерігати поступове накопичення соди в початковому оборотному алюмінатно-лужному розчині складу a_0 . Припустимо, що за кожен цикл вміст соди в розчині зростатиме, як в наданому вище прикладі, на величину, вимірювану відрізком бг. У такому разі після першого циклу на випарювання надходить розчин, склад якого відповідає точці a_1 (відрізок a_0a_1 рівний відрізку бг), а після випарювання склад розчину відповідатиме точці v_1 . Точка v_1 розташована в області ненасичених розчинів, тому сода ще не кристалізуватиметься під час випарювання, вся залишиться в оборотному розчині. Наступні цикли випарювання йтимуть аналогічним чином по лініях a_2v_2 , a_3v_3 і так далі до тих пір, поки склад розчину, що направляють на випарювання, не досягне точки а. З розчину, склад якого відповідає точці а, починається кристалізація соди під час випарювання, а процес накопичення соди в оборотному розчині закінчується на досягнутому рівні. Кристали соди

захоплюють з собою і деяку кількість органічних сполук, які таким шляхом можна видалити з процесу.

1.3 Технологічні схеми та устаткування для випарювання розчинів

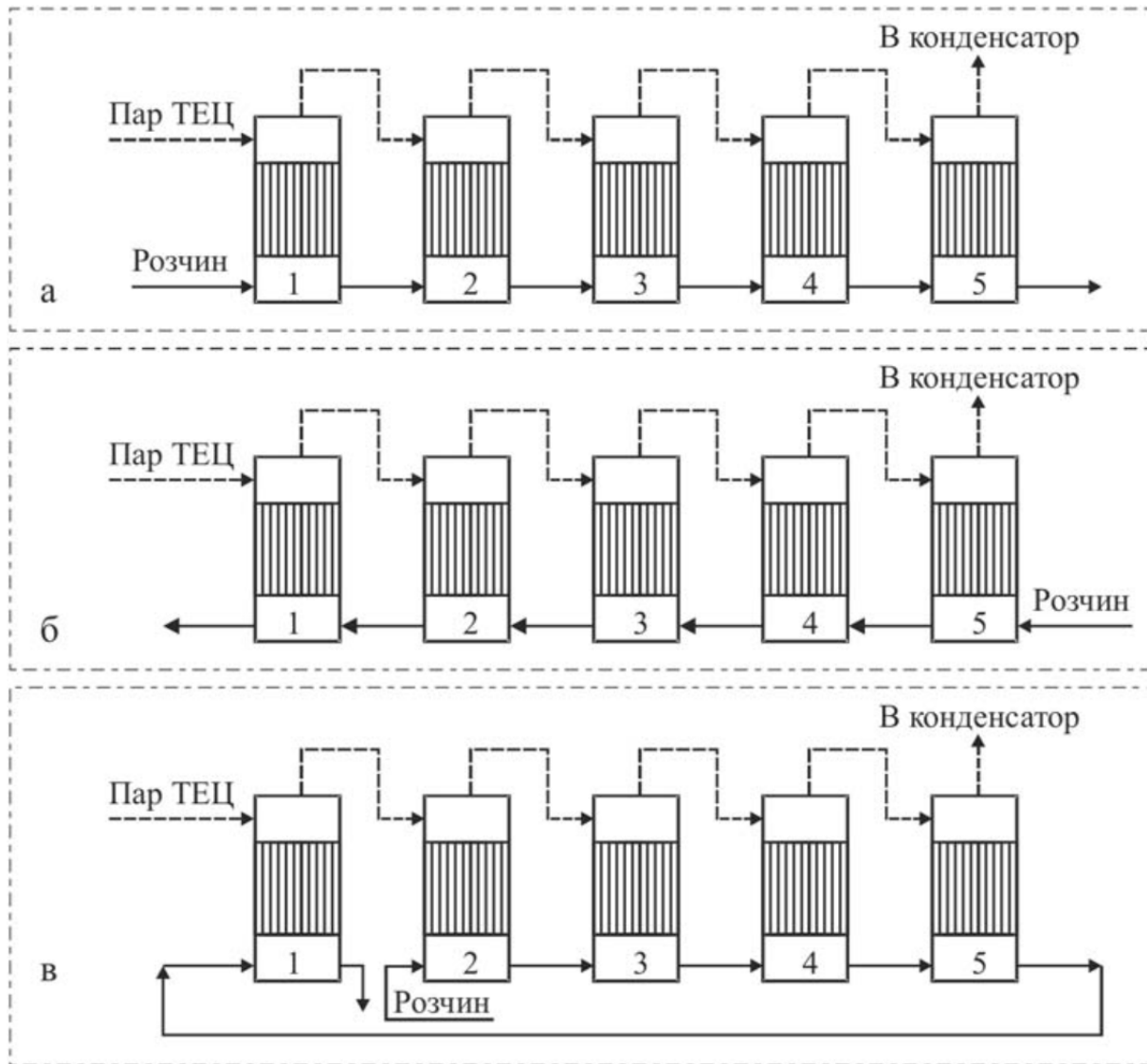
Випарювання – енергоємний процес, а сучасні вакуум-випарні установки є складним дорогим устаткуванням. Перевагою випарювання порівняно з іншими способами виділення солей є технологічна простота, універсальність, безреагентність. Економію первинної пари (і відповідно палива) можна досягнути в однокорпусних випарних установках з тепловим насосом. У таких установках вторинна пара на виході з апарата стискається за допомогою теплового насоса (наприклад, термокомпресора або інжектора) до тиску, що відповідає температурі первинної пари, після чого вона знову повертається в апарат для випарювання розчину.

Для економії нагрівної пари також застосовують багатокорпусні випарні установки, що складаються з декількох випарних апаратів (або корпусів), де вторинна пара, що надходить з будь-якого попереднього корпусу, є нагрівною парою для наступного корпусу, в якому розчин кипить за нижчого тиску. При цьому тиск в послідовно з'єднаних корпусах знижується так, щоб зберегти достатню різницю температур між киплячим розчином і нагрівною парою в кожному корпусі, тобто створити необхідну рушійну силу процесу випарювання.

Загальну технологічну схему щодо уявлення принципу роботи багатокорпусної випарної установки в різних режимах прийнято зображати як показано на рис.1.4. Кожному корпусу надається певний порядковий номер, який відповідає послідовності руху пари вздовж корпусів випарні установки [5,7,11].

Залежно від напрямку руху нагрівної пари і розчину, що випарюють, розрізняють прототечійні, протитечійні багатокорпусні випарні установки та

змішаного типу.



а – прямиотечійна; б – протитечійна; в – змішаного типу

Рисунок 1.4 – Принципові схеми багатокорпусних випарних установок [5]

У прямиотечійної випарної установки розчин, що випарюють і пара, що нагріває, надходять у перший корпус. Тиск у батареї знижується від першого корпусу до останнього випарної установки. Пропорційно тиску знижується і

температура кипіння розчину. Вторинна пара кожного попереднього корпусу установки використовується для обігрівання розчину в наступному корпусі.

Принципова схема роботи прямотечійної п'ятикорпусної випарної установки приведена на рис.1.4 а. Недоліком такої схеми є підвищене виділення твердої фази у перших корпусах (наприклад, гідроалюмосилікат (ГАСН) у виробництві глинозему), де концентрація водного розчину є низькою, а температура – високою. Перевагами такої схеми є: а) зменшення витрат на перекачування розчину, що рухається за напрямом зниження тиску; б) зменшується ймовірність корозії апаратури, тому що з підвищенням концентрації розчинів знижується їх температура [7,11].

У протитечійній батареї вихідний розчин надходить в останній корпус, що працює під розрідженням (рис.1.4 б). Водяна пара надходить у перший корпус випарної установки. Для перекачування розчину з останнього в перший корпус, у якому тиск вищий, необхідно додатково встановлювати насоси. Послідовність роботи схеми протиточної п'ятикорпусної випарної установки така: 5-4-3-2-1 [5,11].

За такої схеми роботи випарної установки знижуються погрози виділення ГАСН, зменшується вплив в'язкості розчину, оскільки з підвищенням його концентрації зростає температура. Такі розчини нагріваються до високих параметрів. Проте недоліками випарної установки є: необхідність застосування насосів для перекачування; зростання ймовірності корозійного руйнування корпусів, у якому найбільш концентрований розчин знаходиться за максимальних температур.

Схеми змішаного типу застосовують в тих випадках, якщо при випарюванні лужних розчинів відбувається виділення значних кількостей осадів (в основному соди) та спінювання розчинів через наявність органічних речовин у цих розчинах. Залежно від властивостей розчинів і умов випарювання змішані схеми можуть мати багато варіантів. Так, на рис. 1.4 показано схему з послідовністю роботи 2-3-4-5-1 (рис. 1.4 в).

У практиці глиноземного виробництва найбільше поширення здобули апарати плівкового типу із власною і примусовою циркуляцією розчину. Серед апаратів плівкового типу існують випарні апарати з падаючою плівкою і висхідною плівкою [4,6,9,11]. Принцип дії плівкових апаратів із висхідною плівкою полягає в тому, що розчином заповнюють нижню частину трубок. У результаті нагрівання міжтрубного простору паром плівка розчину піднімається по внутрішніх стінках труб, інтенсивно випарюється і потрапляє в сепаратор. Кип'ятильник може бути винесений за межі або розташований на одній осі із сепаратором.

Для зниження заростання трубок відкладеннями соди у глиноземному виробництві використовують сепаратори з власною або примусовою циркуляцією зі швидкістю циркуляції до 1,5 м/с. В апаратах розташовано трубки, що нагріють, довжиною 9 м з діаметром від 40 мм до 60 мм, їх загальна поверхня трубок становить до 2500 м². Так, на ТОВ «Миколаївський глиноземний завод» використовують апарати з площею нагрівання 1700 м² кожний [6]. Апарати з падаючою плівкою характеризуються більш високим коефіцієнтом теплопередачі. Розчин подають по стінках трубок, що нагріють, у вигляді тонкої плівки. Важливою особливістю є рівномірність розподілення розчину (завдяки спеціальним розподільним насадкам або ґраткам). З трубок водяна пара і розчин потрапляють у сепаратор де відбувається їх розподіл.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Технологічна схема випарювання лужних розчинів

Технологічна схема процесу випарювання лужних розчинів для ділянки випарювання у виробництві глиноземному за гідрохімічним лужним способом Байєра наведена на рис.2.1.

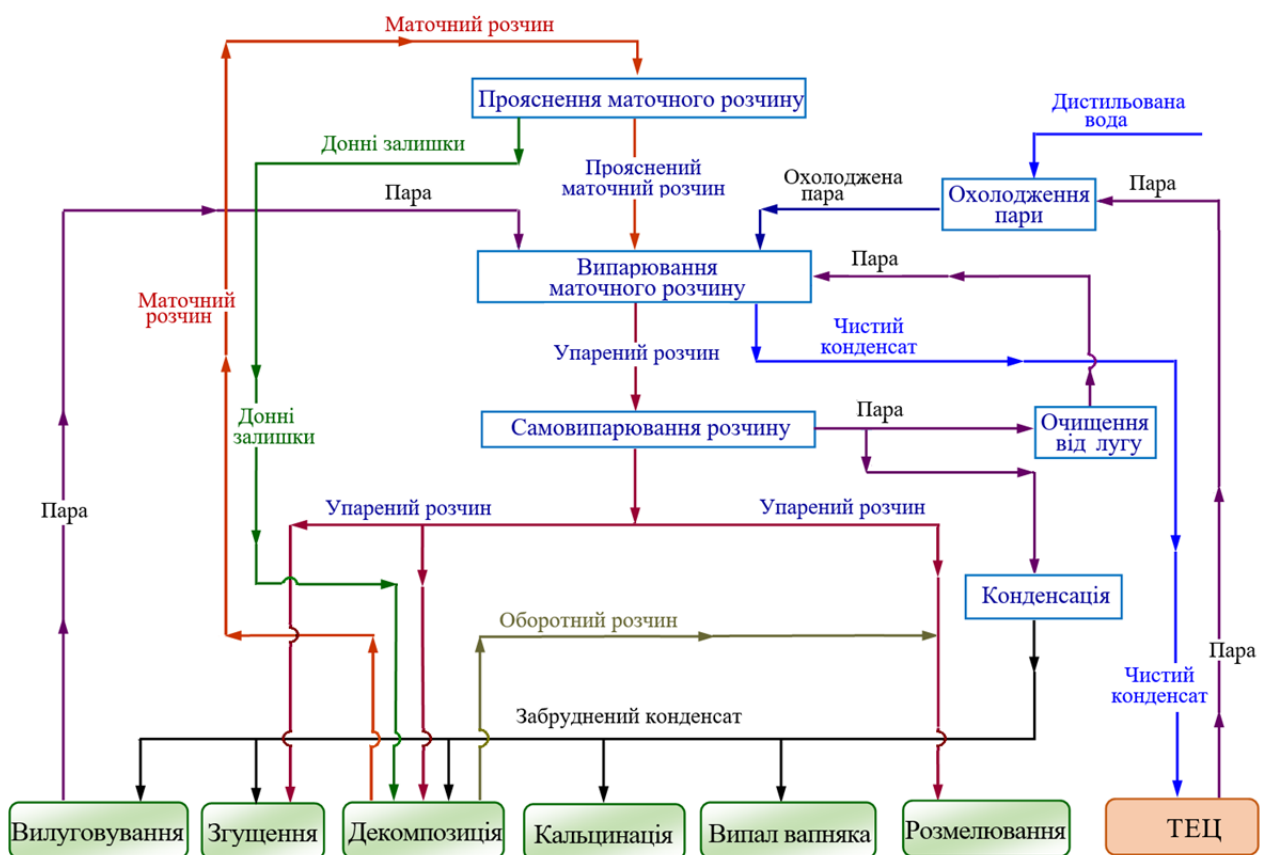


Рисунок 2.1 – Технологічна схема ділянки випарювання лужних розчинів

Випарювання здійснюється послідовними стадіями нагрівання та випарювання: розчин послідовно проходить випарні апарати, нагрівається в нагрівних камерах і випаровується в сепараторах, підвищуючи концентрацію. Після виходу з випарного апарата розчин проходить по черзі самовипарники

розчину, в яких розчин досягає кінцевої концентрації. Як теплоносії у випарниках використовують пару з ТЕЦ.

Останні ступені випарних установок працюють під вакуумом. Вакуум створюється внаслідок конденсації сокової пари останнього ступеня випарної установки в барометричному конденсаторі та ежекторного блоку

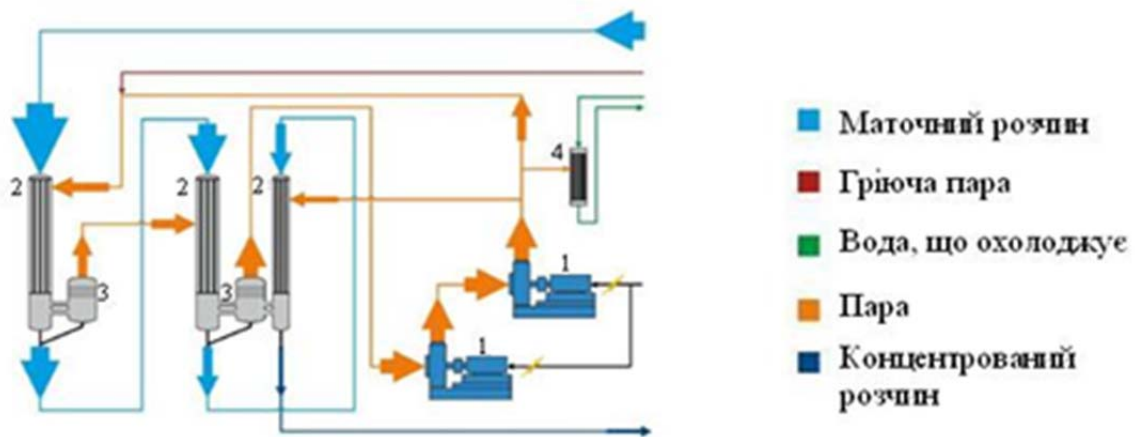
Для економії нагрівної пари використовуються прямотечійні і протитечійні багатокорпусні випарні установки, що складаються з кількох випарних апаратів (або корпусів), де вторинна пара, що надходить з будь-якого попереднього корпусу, є нагрівною парою для наступного корпусу, в якому розчин кипить за нижчого тиску. При цьому тиск у послідовно з'єднаних корпусах знижується так, щоб зберегти достатню різницю температур між киплячим розчином і нагрівною парою в кожному корпусі, тобто створити необхідну рушійну силу процесу випарювання

Для економії первинної пари, і відповідно палива, на ділянці випарювання лужних маточних розчинів застосовуються трикорпусні випарні установки з двома послідовними пристроями механічної рекомпресії пари.

У випарних установках з тепловим насосом вторинна пара на виході з апарата стискається за допомогою теплового насоса (наприклад, термокомпресора або інжектора) до тиску, що відповідає температурі первинної пари, після чого вона знову повертається в апарат для випарювання розчину.

На рис.2.2 приведена принципова схема трикорпусної випарної установки з двома послідовними пристроями механічної рекомпресії пари.

15-річний досвід використання механічної рекомпресії пари під час експлуатації технологічних ліній випарювання на глиноземних підприємствах GEA Process Engineering (Франція) показав, що рекомпресія водяної пари дозволяє зберегти потужність і зменшити кількість корпусів випарювання з п'яти або шести до трьох корпусів.



1 – механічний рекомпресор пари (МРП); 2 – плівковий випарний апарат; 3 – відцентровий сепаратор; 4 – конденсатор

Рисунок 2.2 – Трикорпусна випарна установка з механічною рекомпресією пари

2.2 Опис технології випарювання лужних розчинів

Маточний розчин з декомпозиції надходить у конусні баки маточного розчину, перемикання здійснюється за допомогою заглушок. Маточний розчин з баків надходить на розподільні колектори і далі на насоси живлення для випарних батарей.

Частково осілий гідроксид алюмінію в конусах баків маточного розчину відкачується насосами назад на декомпозицію, що дозволяє зменшити потрапляння гідроксиду алюмінію на випарні батареї [15]. Випарювання здійснюється послідовними стадіями: нагрівання та випаровування. Нагрівання відбувається за протитечійною схемою в три ступені: розчин послідовно проходячи випарники (що включають нагрівну камеру - сепаратор), нагрівається в нагрівних камерах і випаровується в сепараторах, підвищуючи концентрацію. Температура при цьому зростає після кожного ступеня. Рахунок корпусів ведеться по ходу пари (рис.2.2).

Після виходу з випарника розчин проходить по черзі самовипарники розчину, в яких розчин досягає кінцевої концентрації (рис.2.2). Випарювання досягається шляхом випаровування, причому розчин охолоджується та концентрується. Як теплоносій у випарниках використовують пару з ТЕЦ. Сокова пара (пар, що утворюється при розширенні розчинів) наступного випарника є гріючим для попереднього. Для збільшення ефективності випарювання збільшують кратність використання нагрівних парів. Останні ступені випарних станцій працюють під вакуумом. Вакуум створюється внаслідок конденсації сокової пари останнього ступеня випарної станції в барометричному конденсаторі та ежекторного блоку.

Розчинна схема. Відцентровими насосами слабкий розчин подається одночасно на сепаратори встановлені паралельно, на випарних батареях № 1, 2 на підігрівач (при 3-кратному використанні пари). На випарній батареї №4 змонтований додатковий самовипарник розчину, на який подається слабкий розчин [15].

Частково сконцентрований розчин, що виходить з випарників, змішується біля входу в підігрівач (на випарній батареї №3 змішування відбувається перед подачею розчину у випарник) з маточним розчином. Кожна з поживних систем розподілу розчину забезпечується регулюючими заслінками типу КАМФЛЕКС. Витрата кожній системі вимірюється електромагнітним витратоміром. Розчин з підігрівача послідовно проходить через підігрівачі та випарники за допомогою насосів, що перекачують.

Після концентрації у випарнику розчин самопливом йде самовипарник розчину, під дією різниці тиску.

Самовипарники розчину з'єднані між собою трубопроводом, що виконує роль сифону. Після концентрації та охолодження шляхом розширення в самовипарнику розчину розчин через сифон проходить послідовно самовипарники. Концентрований і охолоджений розчин з останнього самовипарника подається насосами.

Для зниження витрати пари на випарювання води можливий варіант подачі маточного розчину в сепаратор. У такому разі випарна батарея працює за шестиступінчастою схемою випарювання води.

Для зниження питомої витрати пари на випарювання води можливий варіант перебудови схеми на шестиразове використання пари в батареї шляхом перекладу з паралельної роботи апаратів на послідовну схему [15,16].

Щільність розчину вимірюється щільноміром, витрата концентрованого розчину вимірюється електромагнітним витратоміром.

Парова схема. Гостра пара, що надходить із ТЕЦ, подається на паророзподільні колектори трьома окремими поживними трубопроводами. Ця пара охолоджується в кожному колекторі, шляхом упорскування дистильованої води з баків в пароохолоджувач, який служить для зниження і регулювання температури гострої пари. Його основною характеристикою є зміна отвору для проходу пари, що дозволяють завжди мати в зоні впорскування достатню швидкість пари незалежно від витрати. Підняття кулі живою силою пари відбувається пропорційно до витрати. Вода, що впорскується в зону з підвищеною турбулентністю, негайно перетворюється на пару, що спричиняє зниження температури. Охолоджена пара перед входом на батарею дроселюється за допомогою заслінки, згідно з необхідним робочим режимом за кількістю випареної води. Ця система забезпечена відсіченнями та байпасними клапанами з електроприводами.

Перший кип'ятильник обігривається гострим паром.

Сокові пари фільтруються за допомогою краплевідокремлювальних матів у кожному сепараторі Dh 001-006 (крім Dh 401) та в останньому розширювачі De 104-304 [11,12].

Сокова пара, що отримується при розширенні конденсату на випарних батареях № 1, 2, 3 з Du 001 дає додатковий нагрівання Dv 003, з Du 002 дає додатковий нагрівання Dv 004, з Du 003 дає додатковий нагрівання Dv 005-006,

з Ду 0 нагрівання Dv 003, з Ду 005 дає додаткове нагрівання Dv 004, з Ду 006 дає додаткове нагрівання Dv 005 – 006.

Сокова пара, що отримується при розширенні конденсату на випарній батареї № 3 з Ду 401 дає додатковий нагрів Dv 002, з Ду 402 дає додатковий нагрівання Dv 003, з Ду 403 дає додатковий нагрівання Dv 004, з Ду 404 дає додатковий нагрів 405 дає додаткове нагрівання Dv 004, з Ду 406 дає додаткове нагрівання Dv 005.

Конденсатна схема. Гостра пара, яка конденсується в Dv 001, дає чистий конденсат EDP. Конденсат стікає самопливом уздовж труб і виходить із Dv 001 через колодязь у нижній трубній плиті. Він проходить через конденсатовідвідник, потім охолоджується шляхом розширення в балоні Ду 001, з Ду 001 йде в Ду 002, потім в Ду 003, відкачується на ТЕЦ.

Сокова пара конденсується в камерах, що гріють Dv 002 по Dv 006 і дає умовно брудний конденсат EDS. Конденсат, що виходить з Dv 002, розширюється в Ду 004, туди надходить конденсат з Dv 003, з Ду 004 конденсат йде в Ду 005, туди ж надходить конденсат з Dv 004. Конденсат, що виходить з Ду 005, розширюється в Ду 0 а надходить конденсат з Dv 005-006. На батареї № 4 додатково сокова пара конденсується HTR402 і йде в Ду 405.

На випарних батареях № 1 та 2 перед кожним Ду 001-006 встановлені конденсатовідвідники типу «Жестра». На батареї №3 конденсатовідвідник типу «Жестра» встановлений на виході з окропу Dv 402. Перед балоном Ду 401 встановлений конденсатовідвідник типу «Крона».

Умовно брудний конденсат EDS відкачується з Ду 006 (на випарній батареї №3 з 402) насосами Pс 027-028 в баки умовно брудного конденсату 108-109 або в бак залуженого конденсату в 111 (якщо наявний луг).

Забруднений конденсат використовується для дозування в баки чистого конденсату Ва 115-116 через капфлекс Ø 100 мм для подачі на ТЕЦ [12].

Схема деаерації. Скупчення неконденсованих газів у міжтрубному просторі гріючого корпусу заважає процесу конденсації пари на зовнішній

поверхні труб і тягне за собою зменшення теплообміну, надто рясна деаерація (надмірне відсмоктування пари) збільшує втрати тепла. Кожен гріючий корпус має верхню та нижню деаерацію. Після кожного пуску повітря, будучи важчим за пару, має тенденцію накопичуватися внизу апарата. І тут діє лише нижня деаерація. Неконденсовані гази, що надходять з нижньої частини Dv 001, направляються в Ер 001 (нижній вхід). Гази, що зібралися вгорі Ер 001, змішуються з вступниками з Dv 002 і направляються в Ер 002, що зібралися в Ер 003 і Dv 004 направляються в Ер 0 -006 направляються Ds 001.

Неконденсовані з De 001 надходять в Ер 002, з De 002 надходять в Ер 003, De 003 надходять в Ер 004, De 004 надходять в Ds 002.

Неконденсовані гази, що надходять з Dv 401, можуть направлятися в Dh 401 або Dv 402. Гази, що зібралися в Dv 402, надходять в Dv 403, що зібралися в Ер 401 і Dv 003 направляються в Ер 402, що зібралися в Ер 40 403, що зібралися в Ер 403 і Dv 405 направляються в Ер 404, що зібралися в Ер 404 та Dv 406 направляються в Ds 401.

Вакуумний вузол. Кожна випарна батарея обладнана двома незалежними вакуумними вузлами: перший – відсмоктує гази, що не конденсуються, з Ds 001, що надходять з випарників і мережі охолоджуючої води. Другий відсмоктує неконденсовані гази, що надходять з De 004, і мережі охолоджуючої води.

Пуск випарної батареї здійснюється пусковим ежектором Vj 001. При досягненні вакууму включаються робочі ежектори, а пусковий ежектор зупиняють. Неконденсовані гази, що відсмоктуються ежектором Vj 002 (1-й ступінь), проходять через Ds 003 (проміжний конденсатор) і відсмоктуються ежектором Vj 003 (2-й ступінь). Проміжний барометричний конденсатор Ds 003 конденсує робочий пар, розширений Vj 002, вихід ежектора Vj 003 з'єднаний з роздільною судиною, з якого про неконденсовані гази скидаються в атмосферу, а частина конденсату пари стікає в Va 001 [14].

Принцип роботи другого ежекторного вузла аналогічний до першого, тобто. Vj 004 – 1-й ступінь. Ds 004 – проміжний конденсатор, Vj 005 – 2-й ступінь.

Вакуумні агрегати відсмоктують гази, що не конденсуються, постійно з метою підтримки постійного вакууму. У разі завищення вакууму його можна зменшити шляхом інжекції (відсмоктування) атмосферного повітря.

Для конденсації газів Ds 003, 004 використовується вода 3 В 5, а в теплий період року вода 1 В 5. Для конденсації газів Ds 003, 004 використовується вода 1 В 5, а неконденсовані гази викидаються в бак гідрозатвор 101 або атмосферу.

2.3 Матеріальний баланс випарювання лужних розчинів

Розраховуємо трьохкорпусну випарну установку (рис. 2.2) для концентрування $G_{\text{п}}=59$ т/год водного розчину NaOH від початкової концентрації $x_{\text{п}}=7,0$ % до кінцевої концентрації $x_{\text{к}}=35$ %, якщо обігрівання здійснюється насиченою водяною парою з тиском $P_{\text{г1}}=0,8289$ МПа; тиск у барометричному конденсаторі $P_{\text{бк}}=0,0129$ МПа; випарний апарат з плівкою, що стікає [5]; взаємний напрям руху пари і розчину – прямотечія; відбирання екстра-пари не проводиться; розчин надходить у перший корпус підігрітим до температури кипіння.

Розрахунок виконується відповідно до методики, наведеної в роботах [13,7], що найповніше відображає основні його етапи.

Поверхню теплопередачі кожного корпусу випарної установки визначають за основним рівнянням теплопередачі [11]:

$$F = Q / (K \cdot \Delta t_{\text{п}}), \quad (2.1)$$

де F – площа поверхні теплопередачі випарного апарата, м²;

Q – теплове навантаження апарата, Вт;

K – коефіцієнт теплопередачі випарного апарата, Вт/(м²·К);

$\Delta t_{\text{п}}$ – корисна різниця температур в апараті (корпусі), °С:

$$\Delta t_{\text{п}} = t_{\text{г}} - t_{\text{к}}; \quad (2.2)$$

$t_{\text{г}}$ – температура нагрівної пари, °С;

$t_{\text{к}}$ – температура кипіння розчину в апараті (корпусі), °С.

Для визначення теплових навантажень Q , коефіцієнтів теплопередачі K і корисних різниць температур $\Delta t_{\text{п}}$ потрібно знати розподіл випареної води, концентрацій розчинів та їхніх температур кипіння по корпусах. Ці величини знаходять методом послідовних наближень.

Перше наближення. Продуктивність установки за водою, що випарюється, визначають за рівнянням матеріального балансу [10]:

$$W = G_{\text{п}} / (1 - x_{\text{п}}/x_{\text{к}}), \quad (2.3)$$

де W – продуктивність установки за випареною водою, кг/с;

$G_{\text{п}}$ – кількість розчину, що надходить в установку, кг/с;

$x_{\text{п}}$, $x_{\text{к}}$ – початкова і кінцева концентрації розчину відповідно, %.

Підставивши числові значення величин у формулу (2.3), отримаємо:

$$W = \frac{59000}{3600} \cdot \left(1 - \frac{7,0}{35} \right) = 13,112 \text{ кг/с.}$$

Розрахунок концентрацій розчину, що випарюється. Розподіл концентрацій розчину по корпусах установки залежить від співвідношення навантажень за випареною водою в кожному корпусі. У першому наближенні на основі практичних даних приймають, що продуктивність за випареною водою розподіляється між корпусами відповідно до співвідношення:

$$w_1 : w_2 : w_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2.$$

Тоді

$$w_1 = 1,0 \cdot W / (1,0 + 1,1 + 1,2) = 1,0 \cdot W / 3,3 = 13,112 / 3,3 = 3,973 \text{ кг/с};$$

$$w_2 = 1,1 \cdot W / 3,3 = 1,1 \cdot 13,112 / 3,3 = 4,371 \text{ кг/с};$$

$$w_3 = 1,2 \cdot W / 3,3 = 1,2 \cdot 13,112 / 3,3 = 4,768 \text{ кг/с.}$$

Перевіримо продуктивність установки за випареною водою за рівнянням:

$$W = w_1 + w_2 + w_3 + \dots + w_m,$$

де $w_1, w_2, w_3, \dots, w_m$ – кількості води, що випарюється відповідно в першому, другому, третьому і останньому корпусах, кг/с.

$$W = 3,973 + 4,371 + 4,768 = 13,112 \text{ кг/с.}$$

Далі розраховуємо концентрації розчинів по корпусах за формулами:

$$x_1 = G_{\text{п}} \cdot x_{\text{п}} / (G_{\text{п}} - w_1) = 16,39 \cdot 0,07 / (16,39 - 3,973) = 0,092 \text{ або } 9,2 \%;$$

$$x_2 = G_{\text{п}} \cdot x_{\text{п}} / (G_{\text{п}} - w_1 - w_2) = 16,39 \cdot 0,07 / (16,39 - 3,973 - 4,371) = 0,1425 \text{ або } 14,25 \%;$$

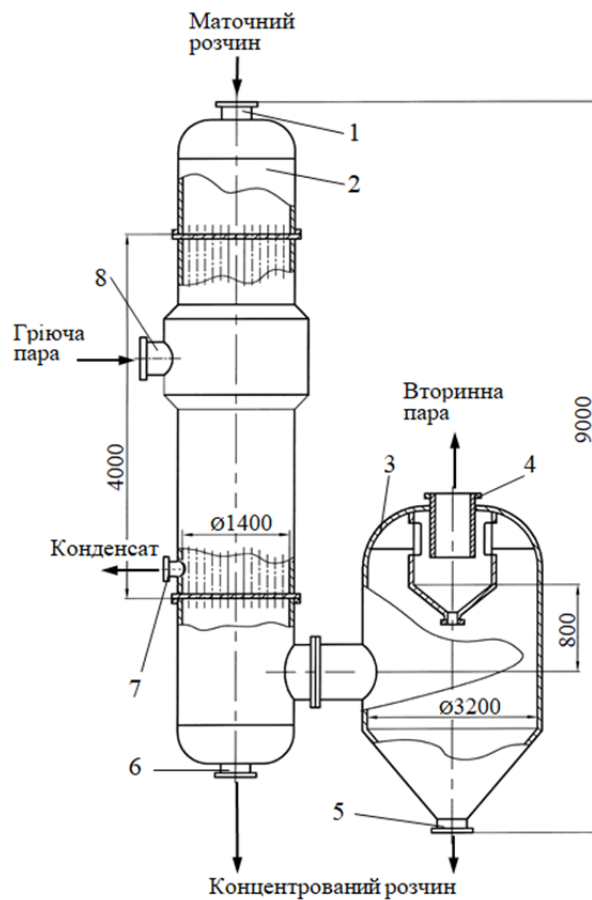
$$x_3 = G_{\text{п}} \cdot x_{\text{п}} / (G_{\text{п}} - w_1 - w_2 - w_3) = 16,39 \cdot 0,07 / (16,39 - 3,973 - 4,371 - 4,768) = 0,350 \text{ або } 35 \%.$$

Концентрація розчину в останньому корпусі x_3 відповідає заданій концентрації упареного розчину $x_{\text{к}}$.

3 КОНСТРУКЦІЙНА ЧАСТИНА

3.1 Конструкція і принцип дії випарного апарата

Для випарювання лужних розчинів використовується випарний апарат з плівкою, що стікає (рис.3.1).



1, 5, 6, 7, 8 – патрубки; 2 – верхня камера;

3 – сепаратор; 4 – бризкоуловлювач

Рисунок 3.1 – Випарний апарат з плівкою, що стікає

У таких апаратах концентрування розчинів відбувається в результаті одноразового руху тонкого шару розчину (у вигляді плівки) разом із вторинною

парою вздовж кип'ятильних труб. Концентрація маточного розчину підвищується завдяки видалення частини розчинника при кипінні з утворенням концентрованого (упареного) розчину.

Випарний апарат складається з нагрівної камери 2, сепаратора 3, бризкоуловлювача 4, декількох патрубків для надходження та видалення розчинів і пари [3,11].

Нагрівна камера (кип'ятильник) з плівкою, що стікає, працює наступним чином: розчин стікає самопливом тонкою безперервною плівкою по внутрішній поверхні кожної трубки пучка, що гріє, а пара самовипаровування (від киплячого розчину, що знаходиться в просторі трубки), циркулює в середині трубки, відштовхує розчин до стінки трубки. Живлення розчином нагрівної камери здійснюється у верхній частині нагрівної камери. Розчин розподіляється рівномірно по верхній трубній плиті за рахунок спеціального пристрою. Суміш розчин-пар самовипаровування виходить у нижню розчинну камеру і потім по переходу потрапляє в сепаратор.

Паро-рідинна суміш, потрапляючи з нагрівної камери в сепаратор, закипає за рахунок зниження тиску, яке знижується за рахунок збільшеного обсягу сепаратора. Пара, що відокремився від розчину, проходить бризкоуловлювач, очищається від лужних крапель і надходить на обігрівання наступного кип'ятильника. Розчин відбирається через нижній штуцер і поєднується з частиною розчину, що виходить з нижньої розчинної камери кип'ятильника, відкачується в наступний контактний підігрівач по ходу розчину.

3.2 Тепловий баланс випарювання лужних розчинів. Розподіл теплових навантажень

3.2.1 Визначення температур кипіння розчинів

Загальний перепад тиску в установці становить:

$$\Delta P_{\text{заг}} = P_{\text{r1}} - P_{\text{бк}} = 0,8289 - 0,0129 = 0,816 \text{ МПа},$$

де P_{r1} , $P_{\text{бк}}$ – тиск відповідно нагрівної пари в першому корпусі та водяної пари в барометричному конденсаторі, МПа.

У першому наближенні загальний перепад тиску розподіляють між корпусами порівну. Тоді тиск нагрівної пари в корпусах дорівнює:

$$P_{\text{r1}} = 0,8289 \text{ МПа};$$

$$P_{\text{r2}} = P_{\text{r1}} - \Delta P_{\text{заг}} / 3 = 0,8289 - 0,816 / 3 = 0,5569 \text{ МПа};$$

$$P_{\text{r3}} = P_{\text{r2}} - \Delta P_{\text{заг}} / 3 = 0,5569 - 0,816 / 3 = 0,2849 \text{ МПа},$$

де P_{r2} , P_{r3} – тиск нагрівної пари відповідно в другому і третьому корпусах установки, МПа.

Тиск пари в барометричному конденсаторі становить:

$$P_{\text{бк}} = P_{\text{r3}} - \Delta P_{\text{заг}} / 3 = 0,2849 - 0,816 / 3 = 0,0129 \text{ МПа},$$

що відповідає заданому значенню $P_{\text{бк}}$.

Використовуючи дані табл.А.9 [13], за тиском пари в кожному корпусі знаходимо їхні температури і ентальпії. Результати розрахунків записуємо у табл. 3.1.

Під час визначення температури кипіння розчинів в апаратах виходять з таких припущень. Розподіл концентрацій розчину у випарному апараті з інтенсивною циркуляцією практично відповідає моделі ідеального перемішування.

Таблиця 3.1 – Характеристика нагрівної пари в корпусах

Найменування	Тиск, МПа	Температура, °С	Ентальпія, кДж/кг
Перший корпус	0,8289	171,81	2777,8
Другий корпус	0,5569	155,86	2763,52
Третій корпус	0,2849	131,57	2728,0
Барометричний конденсатор	0,0129	50,53	2590,66

Тому концентрацію киплячого розчину приймають такою, що дорівнює кінцевій у цьому корпусі, і, отже, температуру кипіння розчину визначають за кінцевої концентрації.

Зміна температури кипіння за висотою кип'ятильних труб відбувається внаслідок зміни гідростатичного тиску стовпа рідини. Температуру кипіння розчину в корпусі приймають такою, що дорівнює відповідній температурі кипіння в середньому шарі рідини. Таким чином, температура кипіння розчину в корпусі відрізняється від температури нагрівної пари у наступному корпусі на суму температурних втрат $\Sigma\Delta t_{вт}$ від температурної Δ' , гідростатичної Δ'' і гідродинамічної Δ''' депресій відповідно до формули [13]:

$$\Sigma\Delta t_{вт} = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$$

Прийmemo для кожного корпусу гідродинамічну депресію $\Delta''' = 1,0$ град. Тоді температура вторинної пари в кожному корпусі становить:

$$t_{вп1} = t_{г2} + \Delta_1''' = 155,86 + 1,0 = 156,86 \text{ °С};$$

$$t_{вп2} = t_{г3} + \Delta_2''' = 131,57 + 1,0 = 132,57 \text{ °С};$$

$$t_{вп3} = t_{бк} + \Delta_3''' = 50,53 + 1,0 = 51,53 \text{ °С},$$

де $t_{г2}$, $t_{г3}$, $t_{бк}$ – температура відповідно нагрівної пари в другому, третьому корпусах та водяної пари в барометричному конденсаторі, °С;

Δ_1''' , Δ_2''' , Δ_3''' – гідродинамічні депресії відповідно у першому, другому і третьому корпусах установки, °С.

Сума гідродинамічних депресій дорівнює:

$$\Sigma \Delta''' = \Delta_1''' + \Delta_2''' + \Delta_3''' = 1,0 + 1,0 + 1,0 = 3,0 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Використовуючи дані табл. А.6 [13], за температурами вторинної пари в кожному корпусі визначаємо їхній тиск і теплоту пароутворення. Результати розрахунків записуємо в табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Характеристика вторинної пари в корпусах

Найменування	Температура, $^\circ\text{C}$	Тиск, МПа	Теплота пароутворення, кДж/кг
Перший корпус	156,86	0,5737	2098,73
Другий корпус	132,57	0,2922	2171,8
Третій корпус	51,53	0,0134	2376,39

Гідростатична депресія зумовлена різницею тисків у середньому шарі киплячого розчину і на його поверхні. Тиск у середньому шарі киплячого розчину P_{cp} кожного корпусу визначають за рівнянням:

$$P_{cp.i} = P_{en.i} + \frac{\rho_i g H}{2} (1 - \varepsilon), \quad (3.1)$$

де $P_{cp.i}$ – тиск у середньому шарі киплячого розчину в і-му корпусі, МПа;

$P_{en.i}$ – тиск вторинної пари в і-му корпусі, МПа;

H – висота кип'ятильних труб в апараті, м;

ρ_i – густина киплячого розчину в і-му корпусі, кг/м³;

ε – паронаповнення (об'ємна частка пари в киплячому розчині), м³/м³.

Для вибору значення H потрібно орієнтовно оцінити поверхню теплопередачі випарного апарата F_{op} . Приймаємо $q = 40000$ Вт/м². Тоді орієнтовно поверхня теплопередачі першого корпусу становить:

$$F_{op} = \frac{Q}{q} = \frac{w_1 \cdot r_1}{q} = \frac{3,973 \cdot 2098,73 \cdot 10^3}{40000} = 208,46 \text{ м}^2,$$

де r_1 – теплота пароутворення вторинної пари, Дж/кг.

Приймаємо висоту кип'ятильних труб $H=4$ м.

За бульбашкового (ядерного) режиму кипіння паронаповнення становить $\varepsilon = 0,4-0,6$. Приймаємо $\varepsilon=0,5$. Густина водних розчинів, зокрема розчину NaOH

(табл. А.7 [13]), за температури 20 °С і відповідних концентрацій у корпусах дорівнює $\rho_1 = 1061,4 \text{ кг/м}^3$, $\rho_2 = 1098,45 \text{ кг/м}^3$, $\rho_3 = 1271,5 \text{ кг/м}^3$.

Під час визначення густини розчинів у корпусах нехтуємо її зміною з підвищенням температури від 20 °С до температури кипіння через мале значення коефіцієнта об'ємного розширення і орієнтовно прийнятого значення ε .

Тиск в середньому шарі кип'ятильних труб корпусів за формулою (3.1):

$$P_{cp1} = 0,5737 + \frac{1061,4 \cdot 9,8 \cdot 4}{2 \cdot 10^6} \cdot (1 - 0,5) = 0,5841 \text{ МПа};$$

$$P_{cp2} = 0,2922 + \frac{1098,45 \cdot 9,8 \cdot 4}{2 \cdot 10^6} \cdot (1 - 0,5) = 0,3029 \text{ МПа};$$

$$P_{cp3} = 0,0134 + \frac{1271,5 \cdot 9,8 \cdot 4}{2 \cdot 10^6} \cdot (1 - 0,5) = 0,0259 \text{ МПа},$$

де P_{cp1} , P_{cp2} , P_{cp3} – тиск пари в середньому шарі кип'ятильних труб відповідно в першому, другому і третьому корпусах установки, МПа.

Використовуючи дані табл. А.6 [5], знаходимо в кожному корпусі температуру кипіння і теплоту випаровування розчинника, що відповідають цим тискам у середньому шарі кип'ятильних труб. Результати розрахунків записуємо у табл. 3.3.

Таблиця 3.3 – Характеристика пари в середньому шарі кип'ятильних труб у корпусах

Найменування	Тиск, МПа	Температура, °С	Теплота випаровування, кДж/кг
Перший корпус	0,5841	157,75	2096,1
Другий корпус	0,3029	133,8	2168,3
Третій корпус	0,0259	65,1	2344,8

Визначаємо гідростатичну депресію по корпусах Δ_1'' за формулою:

$$\Delta_1'' = t_{cp1} - t_{вп1} = 157,75 - 156,86 = 0,89 \text{ °С};$$

$$\Delta_2'' = t_{cp2} - t_{вп2} = 133,8 - 132,57 = 1,23 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta_3'' = t_{cp3} - t_{вп3} = 65,1 - 51,53 = 13,57 \text{ } ^\circ\text{C},$$

де t_{cp1} , t_{cp2} , t_{cp3} – температура кипіння води в середньому шарі кип'ятильних труб відповідно в першому, другому і третьому корпусах установки, $^\circ\text{C}$;

$t_{вп1}$, $t_{вп2}$, $t_{вп3}$ – температура вторинної води відповідно в першому, другому і третьому корпусах установки, $^\circ\text{C}$.

Сума гідростатичних депресій дорівнює:

$$\sum \Delta'' = \Delta_1'' + \Delta_2'' + \Delta_3'' = 0,89 + 1,23 + 13,57 = 15,69 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температурну депресію визначаємо за формулою:

$$\Delta_i' = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{T^2}{r_{вп.i}} \cdot \Delta_{атм.i}' \quad (3.5)$$

де Δ_i' – температурна депресія в i -му корпусі установки, $^\circ\text{C}$;

T – температура пари в середньому шарі кип'ятильних труб, K ;

$r_{вп.i}$ – теплота випаровування вторинної пари в i -му корпусі установки, кДж/кг ;

$\Delta_{атм.i}'$ – температурна депресія при атмосферному тиску в i -му корпусі, $^\circ\text{C}$:

$$\Delta_{атм.i}' = t_{р-ну.i} - t_{р-ка}, \quad (3.6)$$

$t_{р-ка}$, $t_{р-ну.i}$ – температура кипіння відповідно чистого розчинника та розчину в i -му корпусі (див. Додаток А, табл. А.8 [13]), $^\circ\text{C}$.

Знаходимо температурні депресії за атмосферного тиску по корпусах за формулою (3.6):

$$\Delta_{атм1}' = t_{р-ну1} - t_{р-ка} = 101,13 - 100,0 = 1,13 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta_{атм2}' = t_{р-ну2} - t_{р-ка} = 101,81 - 100,0 = 1,81 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta_{атм3}' = t_{р-ну3} - t_{р-ка} = 105,61 - 100,0 = 5,64 \text{ } ^\circ\text{C},$$

де t_{p-ny1} , t_{p-ny2} , t_{p-ny3} – температура кипіння розчину відповідно в першому, другому і третьому корпусах установки, °С;

$t_{вп1}$, $t_{вп2}$, $t_{вп3}$ – температура вторинної води відповідно в першому, другому і третьому корпусах установки, °С.

Знаходимо значення температурної депресії по корпусах Δ_i' за формулою (3.5):

$$\Delta_1^2 = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(157,75 + 273)^2}{2096,1} \cdot 1,13 = 1,62 \text{ °С};$$

$$\Delta_2^2 = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(133,8 + 273)^2}{2168,3} \cdot 1,81 = 2,24 \text{ °С};$$

$$\Delta_3^2 = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(65,1 + 273)^2}{2344,8} \cdot 5,64 = 4,45 \text{ °С}.$$

Сума температурних депресій дорівнює:

$$\Sigma \Delta' = \Delta_1' + \Delta_2' + \Delta_3' = 1,62 + 2,24 + 4,45 = 8,31 \text{ °С}.$$

Визначаємо температури кипіння розчинів у корпусах:

$$t_{к1} = t_{r2} + \Delta_1' + \Delta_1'' + \Delta_1''' = 155,86 + 1,62 + 0,89 + 1,0 = 199,37 \text{ °С};$$

$$t_{к2} = t_{r3} + \Delta_2' + \Delta_2'' + \Delta_2''' = 131,57 + 2,24 + 1,23 + 1,0 = 136,04 \text{ °С};$$

$$t_{к3} = t_{бк} + \Delta_3' + \Delta_3'' + \Delta_3''' = 50,53 + 4,45 + 13,57 + 1,0 = 69,55 \text{ °С}.$$

3.2.2 Розрахунок корисної різниці температур

Загальну корисну різницю температур $\Sigma \Delta t_{п}$ визначаємо за формулою:

$$\Sigma \Delta t_{п} = \Delta t_{п1} + \Delta t_{п2} + \Delta t_{п3}, \quad (3.7)$$

де $\Delta t_{п1}$, $\Delta t_{п2}$, $\Delta t_{п3}$ – корисні різниці температур відповідно в першому, другому, третьому корпусах, °С.

Визначаємо корисні різниці температур по корпусах:

$$\Delta t_{п1} = t_{r1} - t_{к1} = 171,81 - 159,37 = 12,44 \text{ °С};$$

$$\Delta t_{п2} = t_{r2} - t_{к2} = 155,86 - 136,04 = 19,82 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{п3} = t_{r3} - t_{к3} = 131,57 - 69,55 = 62,02 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Тоді загальна корисна різниця температур за формулою (3.7) становить:

$$\Sigma \Delta t_{п} = 12,44 + 19,82 + 62,02 = 94,28 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Перевіримо загальну корисну різницю температур $\Sigma \Delta t_{п}$ за формулою:

$$\Sigma \Delta t_{п} = 171,81 - 50,53 - (8,31 + 15,69 + 3,0) = 94,28 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

3.2.3 Визначення теплових навантажень

Витрата нагрівної пари в першому корпусі, продуктивність кожного корпусу за випареною водою і теплові навантаження по корпусах визначимо сумісним розв'язанням рівнянь теплових балансів за корпусами і рівняння балансу за водою для всієї установки:

$$Q_1 = D(I_{r1} - i_1) = 1,03 \cdot [G_{п} \cdot c_{п}(t_{к1} - t_{п}) + w_1 \cdot (I_{вп1} - c_{в} t_{к1}) + Q_{1\text{конц}}]; \quad (3.8)$$

$$Q_2 = w_1(I_{r2} - i_2) = 1,03 \cdot [(G_{п} - w_1)c_1(t_{к2} - t_{к1}) + w_2 \cdot (I_{вп2} - c_{в} \cdot t_{к2}) + Q_{2\text{конц}}]; \quad (3.9)$$

$$Q_3 = w_2(I_{r3} - i_3) = 1,03 \cdot [(G_{п} - w_1 - w_2) \cdot c_2 \cdot (t_{к3} - t_{к2}) + w_3 \cdot (I_{вп3} - c_{в} \cdot t_{к3}) + Q_{3\text{конц}}]; \quad (3.10)$$

$$W = w_1 + w_2 + w_3, \quad (3.11)$$

де 1,03 – коефіцієнт, що враховує 3 % втрат теплоти у навколишнє середовище;

D – витрата нагрівної пари в першому корпусі, кг/с;

I_{r1}, I_{r2}, I_{r3} – питомі ентальпії нагрівної пари відповідно в першому, другому і третьому корпусах (див. табл. 3.1), кДж/кг;

i_1, i_2, i_3 – питомі ентальпії конденсату відповідно в першому, другому і третьому корпусах (див. Додаток А, табл. А.6 [13]), кДж/кг;

$G_{п}$ – масова витрата початкового розчину, кг/с;

$c_{\text{п}}, c_1, c_2$ – питома теплоємність розчинів відповідно початкового, в першому і другому корпусах [14], кДж/(кг·К);

$t_{\text{п}}$ – температура кипіння початкового розчину за тиску в першому корпусі, °С:

$$t_{\text{п}} = t_{\text{вп1}} + \Delta_{\text{п}}' = 156,86 + 1,0 = 157,86 \text{ °С},$$

$\Delta_{\text{п}}' = 1,0$ – температурна депресія для початкового розчину, °С;

$I_{\text{вп1}}, I_{\text{вп2}}, I_{\text{вп3}}$ – питомі ентальпії вторинної пари на виході її відповідно з першого, другого і третього корпусів (див. Додаток А, табл. А.6 [13]), кДж/кг;

W – продуктивність установки за випареною водою, кг/с;

w_1, w_2, w_3 – кількість води, що випарюється відповідно в першому, другому, третьому корпусах установки, кг/с;

$c_{\text{в}}$ – питома теплоємність конденсату (води) (див. табл. А.9 [13]), кДж/(кг·К);

$Q_{1\text{конц}}, Q_{2\text{конц}}, Q_{3\text{конц}}$ – теплота концентрування по корпусах, кВт.

Роз'язучи рівняння (3.8) – (3.11), можна прийняти:

$$I_{\text{вп1}} \approx I_{\text{Г2}}; \quad I_{\text{вп2}} \approx I_{\text{Г3}}; \quad I_{\text{вп3}} \approx I_{\text{бк}}.$$

Тому розраховуємо теплоту концентрування для третього корпусу за формулою:

$$Q_{3\text{конц}} = G_{\text{сух}} \cdot \Delta q = G_{\text{п}} \cdot x_{\text{п}} \cdot \Delta q, \quad (3.12)$$

де $Q_{\text{сух}}$ – продуктивність апаратів за сухим NaOH, кг/с;

Δq – різниця інтегральних теплот розчинення при концентраціях x_2 і x_3 (див. Додаток А, табл. А.10 [13]), кДж/кг.

Тоді за формулою (3.12) отримаємо:

$$Q_{3\text{конц}} = 16,39 \cdot 0,07 \cdot (245,43 - 216,27) = 33,46 \text{ кВт}.$$

Порівняємо $Q_{3\text{конц}}$ з орієнтовним тепловим навантаженням для третього корпусу $Q_{3\text{ор}}$:

$$\begin{aligned}
 Q_{3\text{ор}} &= (G_{\text{н}} - w_1 - w_2) \cdot c_2 \cdot (t_{\text{к3}} - t_{\text{к2}}) + w_3 \cdot (I_{\text{вп3}} - c_{\text{в}} t_{\text{к3}}) = \\
 &= (16,39 - 3,973 - 4,37) \cdot 3,59293 \cdot (69,55 - 136,04) + 4,768 \cdot (2590,66 - \\
 &\quad - 4,19 \cdot 69,55) = 9040,42 \text{ кВт}.
 \end{aligned}$$

Оскільки $Q_{3\text{конц}}$ становить менш як 3 % від $Q_{3\text{ор}}$, у рівняннях теплових балансів за корпусами нехтуємо величиною $Q_{\text{конц}}$.

Отримаємо систему рівнянь:

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= D \cdot (2777,8 - 728,12) = 1,03 \cdot [16,39 \cdot 3,8967 \cdot (159,37 - 157,86) + \\
 &\quad + w_1 \cdot (2763,52 - 4,19 \cdot 159,37)];
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= w_1 \cdot (2763,52 - 658,24) = 1,03 \cdot [(16,39 - 3,973) \cdot 3,80452 \cdot (136,04 - \\
 &\quad - 159,37) + w_2 \cdot (2728 - 4,19 \cdot 136,04)];
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= w_2 \cdot (2728 - 553,25) = 1,03 \cdot [(16,39 - 3,973 - 4,371) \cdot 3,59293 \cdot (69,55 - \\
 &\quad - 136,04) + w_3 \cdot (2590,66 - 4,19 \cdot 69,55)];
 \end{aligned}$$

$$W = w_1 + w_2 + w_3 = 13,112.$$

Роз'язавши цю систему рівнянь, дістанемо:

$$D = 4,27 \text{ кг/с}; \quad w_1 = 4,01 \text{ кг/с}; \quad w_2 = 4,31 \text{ кг/с}; \quad w_3 = 4,79 \text{ кг/с}.$$

$$Q_1 = 8755,45 \text{ кВт}; \quad Q_2 = 8442,17 \text{ кВт}; \quad Q_3 = 9373,17 \text{ кВт}.$$

Результати розрахунку зводимо в табл. 3.4.

Найбільше відхилення обчислених навантажень за випареною водою в кожному корпусі від заздалегідь прийнятих ($w_1 = 3,973 \text{ кг/с}$; $w_2 = 4,371 \text{ кг/с}$; $w_3 = 4,768 \text{ кг/с}$) не перевищує 3 %, тому не перераховуємо концентрації і температури кипіння розчинів по корпусах. Якщо ж розбіжність становитиме більш ніж 5 %, необхідно наново перерахувати концентрації, температурні депресії і температури кипіння розчинів, поклавши в основу розрахунку новий розподіл навантажень за випареною водою, отриманий розв'язанням балансових рівнянь.

Таблиця 3.4 – Параметри розчинів і пари по корпусах

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Продуктивність за випареною водою w , кг/с	4,01	4,31	4,79
Концентрація розчинів x , %	9,2	14,25	35,0
Тиск нагрівної пари P_r , МПа	0,8289	0,5569	0,2849
Температура нагрівної пари t_r , °С	171,81	155,86	131,57
Температурні втрати $\Sigma\Delta$, град.	3,51	4,47	19,02
Температура кипіння розчину t_k , °С	159,37	136,04	69,55
Корисна різниця температур Δt_p , град.	12,44	19,81	62,02

3.3 Конструктивний розрахунок випарної установки

3.3.1 Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі

Вибираємо конструкційний матеріал, стійкий у середовищі киплячого розчину NaOH в інтервалі концентрацій від 7,0 % до 35 % [14]. У цих умовах хімічно стійкою є сталь марки 10X17H13M2T. Швидкість корозії її менша за 0,1 мм/год, коефіцієнт теплопровідності $\lambda_{cm} = 16,33$ Вт/(м·К).

Коефіцієнт теплопередачі K визначають за рівнянням адитивності термічних опорів:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3.13)$$

де α_1, α_2 – коефіцієнти тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки апарата і від стінки до киплячого розчину відповідно, Вт/(м²·К);

$\Sigma\delta/\lambda$ – сума термічних опорів стінки, накипу і забруднень пари, м²·К/Вт;

δ і λ – товщина, м, і коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К), матеріалу відповідно.

Прийmemo, що сумарний термічний опір дорівнює термічному опору стінки $\delta_{cm} / \lambda_{cm}$ і накипи δ_n / λ_n . Термічний опір забруднень з боку пари не враховуємо. Тоді отримаємо:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,002}{16,33} + \frac{0,0005}{2,42} = 3,29 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}.$$

Коефіцієнт α_1 тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки дорівнює:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{r_1 \cdot \rho_{p1}^2 \cdot \lambda_{p1}^3}{\mu_{p1} \cdot H \cdot \Delta t_1}}, \quad (3.14)$$

де r_1 – теплота конденсації нагрівної пари (Додаток А, табл.А.6 [13]), Дж/кг;

ρ_{p1} , λ_{p1} , μ_{p1} – густина, кг/м³, теплопровідність, Вт/(м·К), в'язкість, Па·с, конденсату (Додаток А, табл. А.9 [13]) за середньої температури плівки $t_{пл}$ відповідно:

$$t_{пл} = t_{r1} - \Delta t_1 / 2,$$

Δt_1 – різниця температур конденсації пари і стінки, град.

Величину α_1 розраховують методом послідовних наближень.

У першому наближенні приймаємо $\Delta t_1 = 1,0$ град. Тоді за формулою (3.14) маємо:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{2049,67 \cdot 10^3 \cdot 895,69^2 \cdot 0,6785^3}{161,69 \cdot 10^{-6} \cdot 4,0 \cdot 1,0}} = 10808,98 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Для сталого процесу передачі теплоти справедливе рівняння:

$$q = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = \Delta t_{ст} / \Sigma(\delta/\lambda) = \alpha_2 \cdot \Delta t_2,$$

де q – питома теплове навантаження, Вт/м²;

$\Delta t_{ст}$ – перепад температур на стінці, град.:

$$\Delta t_{ст} = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 \cdot \Sigma(\delta/\lambda); \quad (3.15)$$

Δt_2 – різниця між температурою стінки з боку розчину і температурою кипіння розчину, град.:

$$\Delta t_2 = \Delta t_{п1} - \Delta t_{ст} - \Delta t_1. \quad (3.16)$$

Звідки за формулою (2.15) дістанемо:

$$\Delta t_{ct} = 10808,98 \cdot 1,0 \cdot 3,29 \cdot 10^{-4} = 3,56 \text{ град.}$$

Тоді за формулою (3.16) отримаємо:

$$\Delta t_2 = 12,44 - 3,56 - 1,0 = 7,88 \text{ град.}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину для бульбашкового кипіння у вертикальних кип'ятильних трубках за умови природної циркуляції розчину становить [10]:

$$\alpha_2 = A \cdot q^{0,6} = 780 \cdot q^{0,6} \cdot \frac{\lambda_1^{1,3} \cdot \rho_1^{0,5} \cdot \rho_{n1}^{0,06}}{\sigma_1^{0,5} \cdot r_{en1}^{0,6} \cdot \rho_0^{0,66} \cdot c_1^{0,3} \cdot \mu_1^{0,3}}, \quad (3.17)$$

де λ_1 , ρ_1 , σ_1 , c_1 , μ_1 – теплопровідність, Вт/(м·К), густина, кг/м³, поверхневий натяг, Н/м, теплоємність, Дж/(кг·К), в'язкість, Па·с, розчину (Додаток А, табл. А7, табл.А. 12 [3]) відповідно;

ρ_n , r_{en1} – густина, кг/м³, і теплота пароутворення, Дж/кг, вторинної пари;

ρ_0 – густина пари за абсолютного тиску $P = 0,1$ МПа, кг/м³.

Фізичні властивості киплячих розчинів NaOH та їхньої пари по корпусах наведено в табл. 3.5.

Таблиця 3.5 – Фізичні властивості киплячих розчинів NaOH та їхньої пари

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Теплопровідність розчину λ , Вт/(м·К)	0,618	0,629	0,646
Густина розчину ρ , кг/м ³	1074	1123	1430
Теплоємність розчину c , Дж/(кг·К)	3849	3688	2660
В'язкість розчину μ , Па·с	$1,53 \cdot 10^{-3}$	$2,10 \cdot 10^{-3}$	$16,24 \cdot 10^{-3}$
Поверхневий натяг σ , Н/м	0,0756	0,0782	0,1043
Теплота пароутворення r_{en} , Дж/кг	$2070 \cdot 10^3$	$2150 \cdot 10^3$	$2377 \cdot 10^3$
Густина пари ρ_n , кг/м ³	3,743	1,962	0,088

Підставивши числові значення у формулу (2.47), отримаємо:

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= 780 \cdot q^{0,6} \cdot \frac{0,618^{1,3} \cdot 1074^{0,5} \cdot 3,743^{0,06}}{0,0756^{0,5} \cdot (2070 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,597^{0,66} \cdot 3849^{0,3} \cdot (1,53 \cdot 10^{-3})^{0,3}} = \\ &= 7,88 \cdot (\alpha_1 \cdot \Delta t_1)^{0,6} = 7,88 \cdot (10808,98 \cdot 1,0)^{0,6} = 715,88 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}. \end{aligned}$$

Перевіримо правильність першого наближення за умови рівності питомих теплових навантажень q' і q'' :

$$q' = \alpha_1 \cdot \Delta t_1, \quad (3.18)$$

$$q'' = \alpha_2 \cdot \Delta t_2. \quad (3.19)$$

Тоді за формулами (3.18) і (3.19) отримаємо:

$$q' = 10843 \cdot 1,0 = 10808,98 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q'' = 715,88 \cdot 7,88 = 5641,13 \text{ Вт/м}^2.$$

Отже, $q' \neq q''$.

Для другого наближення приймаємо $\Delta t_1 = 2,0$ град.

Нехтуючи зміною фізичних властивостей конденсату зі зміною температури на 1,0 град., розраховуємо α_1 за співвідношенням:

$$\alpha_1 = 10808,98 \cdot \sqrt[4]{1,0/2,0} = 9089,39 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Обчислимо за формулами (2.15) – (2.19):

$$\Delta t_{\text{ст}} = 9089,39 \cdot 2,0 \cdot 3,29 \cdot 10^{-4} = 5,98 \text{ град.};$$

$$\Delta t_2 = 12,44 - 5,98 - 2,0 = 4,46 \text{ град.};$$

$$\alpha_2 = 7,88 \cdot (9089,36 \cdot 2,0)^{0,6} = 2833,16 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$q' = 9089,36 \cdot 2,0 = 18178,72 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q'' = 2833,16 \cdot 4,46 = 12635,89 \text{ Вт/м}^2.$$

Отже, $q' \neq q''$.

Для розрахунку в третьому наближенні будемо графічну залежність питомого теплового навантаження q від різниці температур між парою та стінкою в першому корпусі (рис. 3.2) і визначаємо $\Delta t_1 = 1,5$ град.

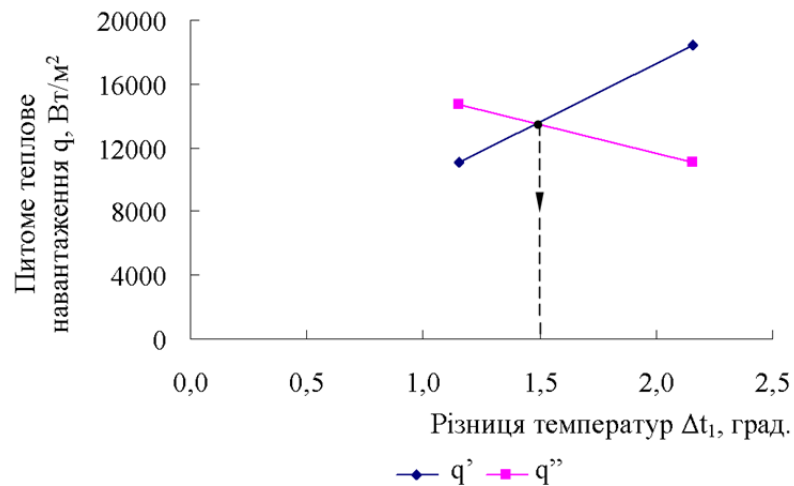


Рисунок 3.2 – Залежність питомого теплового навантаження q від різниці температур Δt_1

За формулами (3.14) – (3.19) отримаємо:

$$\alpha_1 = 10808,98 \cdot \sqrt[4]{1,0/1,5} = 9767,02 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$\Delta t_{\text{ст}} = 9767,02 \cdot 1,5 \cdot 3,29 \cdot 10^{-4} = 4,82 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 12,44 - 4,82 - 1,5 = 6,12 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 7,88 \cdot (9767,02 \cdot 1,5)^{0,6} = 2340,62 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q' = 9767,02 \cdot 1,5 = 14650,53 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$q'' = 2340,62 \cdot 6,12 = 14324,59 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Отже, $q' \approx q''$.

Якщо розбіжність між тепловими навантаженнями не перевищує 3 %, розрахунок коефіцієнтів α_1 і α_2 на цьому закінчують. Знаходимо величину K_1 за формулою (3.11):

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{9767,02} + 3,29 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2340,62}} = 1164,66 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Далі розраховуємо коефіцієнт теплопередачі K_2 для другого корпусу. Для цього за формулами (3.14) – (3.19) знайдемо:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{2101,83 \cdot 10^3 \cdot 911,64^2 \cdot 0,6835^3}{179,1 \cdot 10^{-6} \cdot 4 \cdot 3,2}} = 8061,25 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

$$\Delta t_{\text{ст}} = 8061,25 \cdot 3,2 \cdot 3,29 \cdot 10^{-4} = 8,49 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 19,82 - 8,49 - 3,2 = 8,13 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 780 \cdot q^{0,6} \cdot \frac{0,586^{1,3} \cdot 1098,45^{0,5} \cdot 1,608^{0,06}}{0,07357^{0,5} \cdot (2171,8 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,71^{0,66} \cdot 3592,93^{0,3} \cdot (1,16 \cdot 10^{-3})^{0,3}} =$$

$$= 7,21 \cdot (8061,25 \cdot 3,2)^{0,6} = 3197,91 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q' = 8061,25 \cdot 3,2 = 25796 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$q'' = 3197,91 \cdot 8,13 = 25999 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Отже, $q' \approx q''$. Визначаємо K_2 за формулою (3.11):

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{8061,25} + 3,29 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2197,91}} = 1305,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Розраховуємо коефіцієнт теплопередачі K_3 для третього корпусу. Для цього знаходимо за формулами (3.14) – (3.19):

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{2174,6 \cdot 10^3 \cdot 934,04^2 \cdot 0,6859^3}{210,29 \cdot 10^{-6} \cdot 4 \cdot 16,13}} = 5276,15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$\Delta t_{\text{ст}} = 5276,15 \cdot 16,3 \cdot 3,29 \cdot 10^{-4} = 27,99 \text{ град};$$

$$\Delta t_2 = 62,22 - 27,99 - 16,33 = 17,9 \text{ град};$$

$$\alpha_2 = 780 \cdot q^{0,6} \cdot \frac{0,562^{1,3} \cdot 1271,5^{0,5} \cdot 0,089^{0,06}}{0,07865^{0,5} \cdot (2376,36 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,71^{0,66} \cdot 2750,04^{0,3} \cdot (1,79 \cdot 10^{-3})^{0,3}} =$$

$$= 5,24 \cdot (5276,15 \cdot 16,33)^{0,6} = 4756,66 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q' = 5276,15 \cdot 16,33 = 85104,29 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$q'' = 4756,66 \cdot 17,9 = 85144,21 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Отже, $q' \approx q''$. Визначаємо K_3 за формулою (3.11):

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{5276,15} + 3,29 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{4756,66}} = 1372,19 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

3.3.2 Розподіл корисної різниці температур

Корисні різниці температур у корпусах установки знаходимо за умови рівності їхніх поверхонь теплопередачі за формулою:

$$\Delta t_{\text{п}i} = \sum \Delta t_{\text{п}} \cdot \frac{Q_i/K_i}{\sum Q_i/K_i}, \quad (3.20)$$

де $\Delta t_{\text{п}i}$, Q_i , K_i – корисна різниця температур, °С, теплове навантаження, Вт/м², коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К), для і-го корпусу установки відповідно.

Підставивши числові значення у формулу (3.20), отримаємо:

$$\Delta t_{\text{п}1} = 94,28 \cdot \frac{8755,45/1164,66}{\frac{8755,45}{1164,66} + \frac{8442,17}{1305,9} + \frac{9373,17}{1372,19}} = 94,28 \cdot \frac{7,52}{7,52 + 6,46 + 6,83} =$$

$$= 94,28 \cdot \frac{7,52}{20,81} = 34,07 \text{ °С};$$

$$\Delta t_{\text{п}2} = 94,28 \cdot \frac{6,46}{20,81} = 29,27 \text{ °С};$$

$$\Delta t_{\text{п}3} = 94,28 \cdot \frac{6,83}{20,81} = 30,94 \text{ °С}.$$

Перевіряємо загальну корисну різницю температур установки за формулою (3.7):

$$\Sigma \Delta t_{\text{п}} = 34,07 + 29,27 + 30,94 = 94,28 \text{ °С}.$$

Тепер розраховуємо поверхню теплопередачі випарних апаратів за формулою (3.1):

$$F_1 = \frac{8755,45 \cdot 10^3}{1164,66 \cdot 34,07} = 220,78 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = \frac{8442,17 \cdot 10^3}{1305,9 \cdot 29,27} = 220,86 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = \frac{9373,17 \cdot 10^3}{1372,19 \cdot 30,94} = 220,78 \text{ м}^2.$$

Знайдені значення мало відрізняються від орієнтовно визначеної раніше поверхні F_{op} . Тому в подальших наближеннях немає необхідності вносити корективи на зміну конструктивних розмірів апаратів (висоти, діаметра і кількості труб). Порівняння розподілених за умови рівності поверхонь теплопередачі і заздалегідь розрахованих значень корисних різниць температур $\Delta t_{п}$ наведено в табл. 3.6.

Таблиця 3.6 – Розподіл корисних різниць температур по корпусах

Корисні різниці температур	Корпус		
	1	2	3
Розподілені в першому наближенні значення $\Delta t_{п}$, °C	34,07	29,27	30,94
Заздалегідь розраховані значення $\Delta t_{п}$, °C	12,44	19,82	62,02

Отже, корисні різниці температур, обчислені за умови однакового перепаду тиску в корпусах і знайдені в першому наближенні за умови рівності поверхонь теплопередачі в корпусах, істотно різняться. Тому необхідно наново перерозподілити температури (тиск) між корпусами установки. В основу цього перерозподілу температур (тиску) слід покласти корисні різниці температур, які знайдено за умови рівності поверхонь теплопередачі апаратів.

3.3.3 Уточнений розрахунок поверхні теплопередачі. Друге наближення

У зв'язку з тим, що істотна зміна тиску порівнянно з розрахованим у першому наближенні відбувається лише в першому і другому корпусах (де сумарні температурні втрати незначні), у другому наближенні приймаємо такі самі значення Δ' , Δ'' і Δ''' для кожного корпусу, як у першому наближенні. Отримані після перерозподілу температур (тиску) параметри розчинів і пари по корпусах наведено в табл. 3.7.

Таблиця 3.7 – Параметри розчинів і пари по корпусах після перерозподілу температур

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Продуктивність за випареною водою w , кг/с	4,01	4,31	4,79
Концентрація розчинів x , %	9,2	14,25	35,0
Температура нагрівної пари в першому корпусі $t_{г1}$, °С	171,81	–	–
Корисна різниця температур $\Delta t_{п}$, град.	34,07	29,27	30,94
Температура кипіння розчину $t_{к} = t_{г} - \Delta t_{п}$, °С	137,74	104,96	69,55
Температура вторинної пари $t_{вп} = t_{к} - (\Delta' + \Delta'')$, °С	135,23	101,49	51,53
Тиск вторинної пари $P_{вп}$, МПа	0,3150	0,1070	0,0130
Температура нагрівної пари $t_{г} = t_{вп} - \Delta'''$, °С	–	134,23	100,49

Обчислюємо теплові навантаження за формулами (3.8) – (3.10):

$$Q_1 = 1,03 \cdot [16,39 \cdot 3,8967 \cdot (137,74 - 136,23) + 4,01 \cdot (2733,32 - 4,19 \cdot 37,74)] = 9005,04 \text{ кВт};$$

$$Q_2 = 1,03 \cdot [(16,39 - 4,01) \cdot 3,80452 \cdot (104,96 - 137,74) + 4,31 \cdot (2681,38 - 4,19 \cdot 104,96)] = 8360,87 \text{ кВт};$$

$$Q_3 = 1,03 \cdot [(16,39 - 4,01 - 4,31) \cdot 3,59293 \cdot (69,55 - 104,96) + 4,79 \cdot (2592,32 - 4,19 \cdot 69,55)] = 10294,47 \text{ кВт}.$$

Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі, виконаний описаним вище методом, дає такі результати:

$$K_1 = 1346,37 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad K_2 = 1275,76 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad K_3 = 1119,79 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Розподіл корисної різниці температур становить:

$$\begin{aligned} \Delta t_{п1} &= 94,28 \cdot \frac{9005,04/1346,37}{\frac{9005,04}{1346,37} + \frac{8360,87}{1275,76} + \frac{10294,47}{1119,79}} = 94,28 \cdot \frac{6,69}{6,69 + 6,55 + 9,19} = \\ &= 94,28 \cdot \frac{6,69}{22,43} = 28,12 \text{ °С}; \end{aligned}$$

$$\Delta t_{n2} = 94,28 \cdot \frac{6,55}{22,43} = 27,53 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{n3} = 94,28 \cdot \frac{9,19}{22,43} = 38,63 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Перевірку сумарної корисної різниці температур виконуємо за формулою (3.7):

$$\Sigma \Delta t_{\pi} = 28,12 + 27,53 + 38,63 = 94,28 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Порівняння корисних різниць температур Δt_{π} , отриманих у другому і першому наближеннях, наведено в табл. 3.8.

Таблиця 3.8 – Розподіл корисних різниць температур по корпусах

Корисні різниці температур	Корпус		
	1	2	3
Значення Δt_{π} в другому наближенні, $^{\circ}\text{C}$	28,12	27,53	38,63
Значення Δt_{π} в першому наближенні, $^{\circ}\text{C}$	34,07	29,27	30,94

Відмінності між корисними різницями температур по корпусах у першому і другому наближеннях не перевищують 5 %. Якщо ж різниця перевищить 5 %, слід виконати наступне, третє наближення, взявши за основу розрахунку Δt_{π} з другого наближення, і так далі до збігу значень корисних різниць температур.

3.3.4 Уточнений розрахунок поверхні теплопередачі. Третє наближення

У зв'язку з тим, що істотна зміна тиску порівнянно з розрахованим у першому наближенні відбувається лише в першому і другому корпусах (де сумарні температурні втрати незначні), у другому наближенні приймаємо такі самі значення Δ' , Δ'' і Δ''' для кожного корпусу, як у першому наближенні.

Отримані після перерозподілу температур (тиску) параметри розчинів і пари по корпусах наведено в табл. 3.9.

Таблиця 3.9 – Параметри розчинів і пари по корпусах після перерозподілу температур

Параметр	Корпус		
	1	2	3
Продуктивність за випареною водою w , кг/с	4,01	4,31	4,79
Концентрація розчинів x , %	9,2	14,25	35,0
Температура нагрівної пари в першому корпусі $t_{г1}$, °С	171,81	–	–
Корисна різниця температур $\Delta t_{п}$, град.	28,12	27,53	38,63
Температура кипіння розчину $t_{к} = t_{г} - \Delta t_{п}$, °С	143,68	112,64	69,54
Температура вторинної пари $t_{вп} = t_{к} - (\Delta' + \Delta'')$, °С	141,17	109,17	51,52
Тиск вторинної пари $P_{вп}$, МПа	0,3740	0,1390	0,0130
Температура нагрівної пари $t_{г} = t_{вп} - \Delta'''$, °С	–	140,17	108,17

Обчислюємо теплові навантаження за формулами (3.8) – (3.10):

$$Q_1 = 1,03 \cdot [16,39 \cdot 3,8967 \cdot (143,68 - 142,17) + 4,01 \cdot (2741,64 - 4,19 \cdot 143,68)] = 8936,61 \text{ кВт};$$

$$Q_2 = 1,03 \cdot [(16,39 - 4,01) \cdot 3,80452 \cdot (109,17 - 141,17) + 4,31 \cdot (2694,51 - 4,19 \cdot 109,17)] = 8378,69 \text{ кВт};$$

$$Q_3 = 1,03 \cdot [(16,39 - 4,01 - 4,31) \cdot 3,59293 \cdot (51,52 - 109,17) + 4,79 \cdot (2592,29 - 4,19 \cdot 51,52)] = 10002,85 \text{ кВт}.$$

Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі, виконаний описаним вище методом, дає такі результати:

$$K_1 = 1314,87 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad K_2 = 1273,52 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad K_3 = 1190,28 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Розподіл корисної різниці температур становить:

$$\Delta t_{п1} = 94,28 \cdot \frac{8936,61/1314,87}{\frac{8936,61}{1314,87} + \frac{8378,69}{1273,52} + \frac{10002,85}{1190,28}} = 94,28 \cdot \frac{6,79}{21,77} = 29,4 \text{ °С};$$

$$\Delta t_{n2} = 94,28 \cdot \frac{6,58}{21,77} = 28,49 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{n3} = 94,28 \cdot \frac{8,14}{21,77} = 36,38 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Перевірку сумарної корисної різниці температур виконуємо за формулою (3.7):

$$\Sigma \Delta t_{\pi} = 29,40 + 28,49 + 39,38 = 94,28 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Порівняння корисних різниць температур Δt_{π} , отриманих у другому і першому наближеннях, наведено в табл. 3.10.

Таблиця 3.10 – Розподіл корисних різниць температур по корпусах

Корисні різниці температур	Корпус		
	1	2	3
Значення Δt_{π} в другому наближенні, $^{\circ}\text{C}$	29,4	28,49	36,38
Значення Δt_{π} в першому наближенні, $^{\circ}\text{C}$	28,12	27,53	38,63

Поверхню теплопередачі випарних апаратів розраховуємо за формулою (3.9):

$$F_1 = \frac{8936,61 \cdot 10^3}{1314,87 \cdot 29,4} = 231,18 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = \frac{8378,69 \cdot 10^3}{1273,52 \cdot 28,46} = 230,93 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = \frac{10002,82 \cdot 10^3}{1190,28 \cdot 36,38} = 230,99 \text{ м}^2.$$

Вибираємо (див. Додаток Б [13]) випарний апарат з такими характеристиками:

номінальна поверхня теплообміну F , м^2	250
діаметр труб d , мм	38x2
висота труб l , мм	4000

діаметр нагрівної камери D , мм	1400
діаметр сепаратора D_1 , мм	3200
загальна висота апарата H , мм	13500
висота парового простору H_1 , мм	2000
маса апарата M , кг	20000

4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

4.1 Шкідливі та небезпечні фактори виробничого середовища під час випарювання лужних розчинів

На ділянці випарювання на апаратника-гідрометалурга можуть негативно впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі чинники за ГОСТ 12.0.003-74 [16]:

- вміст у повітрі робочої зони аерозолів лугу;
- можливий викид лужних розчинів, що перекачуються;
- наявність обертових і рухомих частин механізмів;
- можливість ураження електричним струмом;
- підвищена температура поверхонь трубопроводів, апаратів (понад 45°C);
- виробничий шум.

Характеристика виробничого середовища у робочій зоні апаратника-гідрометалурга приведена в табл.4.1.

Таблиця 4.1 – Характеристика виробничого середовища у робочій зоні апаратника-гідрометалурга

Чинники виробничого середовища	Значення	
	нормативне	фактичне
Вміст аерозолів лугу, мг/м ³	0,50	0,52
Виробничий шум, дБА	80	92
Температура повітря у теплий період, °С	15–30	+29
Відносна вологість повітря у теплий період, %	до 55	51
Температура повітря у холодний період, °С	15–21	+8
Відносна вологість повітря у холодний період, %	до 75	69

Перевищення гранично припустимого рівня (ГПР) шуму викликає у людини підвищену втому, дратівливість. Тривале вплив підвищеного шуму з часом може викликати ослаблення слуху. На ділянці випарювання ГПРеквівалентного шуму становить 80 дБА [17]. Якщо на робочому місці фактичний рівень шуму перевищує ГПР необхідно застосовувати засоби захисту органів слуху (вкладиші протишумні або навушники);

Характеристика лугу (розчин каустичної соди, маточний розчин, випарений розчин). Лужні розчини діють припікаюче на шкірні покриви та слизові оболонки. Гранично припустимі концентрації (ГПК) аерозолів луги у повітрі робочої зони становить $0,5 \text{ мг/м}^3$ [17]. Луг може викликати опіки та хронічні захворювання шкірних покривів та слизових оболонок. Особливо небезпечно попадання лугу в очі.

Перелік небезпечних і шкідливих виробничих факторів, які трапляються при проведенні дослідження особливостей випарювання, надано в табл. 4.2.

Таким чином, проведений аналіз шкідливих і небезпечних факторів дозволяє зробити висновок про перевищення нормативного показнику по рівню шуму і вмісту аерозолів лугу. Все це дозволяє віднести умови праці на ділянці випарювання розчинів до середньої важкості до ІІа класу. За показниками робоче місце слід вважати з особливо шкідливими і важкими умовами праці.

4.2 Заходи щодо усунення шкідливих і небезпечних факторів виробничого середовища

Для захисту і попередження шкідливої дії хімічних речовин слід застосовувати засоби індивідуального захисту (халат, нарукавники, рукавиці гумові, рукавиці бавовняні, захисні окуляри), виконувати правила гігієни і працювати під витяжною шафою.

Таблиця 4.2 – Перелік небезпечних і шкідливих виробничих факторів [18]

Найменування шкідливого виробничого фактору	Параметр (норма)	Значення параметра на робочому місці	Характер дії на організм людини	Засоби захисту
Електричний струм	0,01А	Опір заземлення має бути не більше 10 Ом, опір ізоляції по паспорту на устаткування	Електрошок, електротравма, електроудар, термічні опіки тіла, зупинка роботи серця і дихання	Діелектричні рукавиці
Шум	80 дБА	92 дБА	Підвищена втома, дратливість, ослаблення слуху	Вкладиші протишумні або навушники
Аерозолі лугу	0,50 мг/м ³	0,52 мг/м ³	Опіки та хронічні захворювання шкірних покривів та слизових оболонок. Особливо небезпечно попадання лугу в очі	Спецодяг, спецвзуття, захисні окуляри, захисну каску, балончик з 2 % розчином борної кислоти

Джерело: Електрична піч опору, муфільна електропіч.
 Заходи запобігання: Корпуси печей мають бути надійно заземленими.
 Строго стежити за станом електроізоляції і заземлення устаткування.
 Всі поверхні устаткування мають бути чистими і сухими.

Перед початком роботи апаратник-гідрометалург повинен перевірити та упорядкувати спецодяг, спецвзуття, захисні окуляри, захисну каску, балончик з 2 % розчином борної кислоти [16,17].

Під час роботи з кислотою додатково використовувати: гумові рукавички; костюм із кислотостійкої тканини (вовняний); фартух прогумований; балончик з 2 % розчином соди.

Для захисту і попередження шкідливої дії хімічних речовин апаратник-гідрометалург, що працює на ділянці випарювання лужних розчинів, отримує у безкоштовне користування:

- теплу куртку – на три роки;
- костюм в/б – на 9 місяців;
- шкіряні черевики – на 1 рік;
- чоботи гумові – на три роки;
- рукавички комбіновані – 1 пара на 7 днів;
- рукавички гумові – 1 пара на три місяці;
- каску захисну – на два роки;
- окуляри захисні закритого типу – до зношування;
- респіратор (за потребою) – до зносу.

Мікроклімат визначається сукупністю фізичних параметрів повітряного середовища, таких як температура, швидкість руху, вологість і барометричний тиск повітря, температура поверхонь, що оточують людину, та інтенсивність інфрачервоного випромінювання. Кількість тепла, що утворюється в організмі людини, залежить від фізичних навантажень, а рівень тепловіддачі – від мікрокліматичних умов, переважно температури повітря.

Освітлення виробничих приміщень. Вплив світла спостерігається на функцію зору та на діяльність організму в цілому (посилюється обмін речовин, збільшується поглинання кисню і виділення вуглекислого газу). Недостатня або надмірна освітленість, нерівномірність освітлення в полі зору втомлює очі, призводить до зниження продуктивності праці; при цьому зростає потенційна небезпека помилкових дій і нещасних випадків. Надмірна яскравість джерел світла може спричинити головний біль, різь в очах, розлад гостроти зору; світлові відблиски – тимчасове засліплення.

Залежно від джерела світла виробниче освітлення може бути природним, штучним і суміщеним, при якому недостатнє за нормами природне освітлення доповнюється штучним [17]. Для створення сприятливих умов зорової роботи для виконання роботи середньої точності використовуємо такі норми освітлення, які зазначені в табл. 4.2 і табл. 4.3.

Таблиця 4.2 – Нормовані значення природного освітлення для виробничих процесів за СНіП I-4-79

Характеристика зорової роботи	Найменший розмір об'єкту для розрізнення, мм	Розряд зорової роботи	Коефіцієнт природного освітлення e_n , %	
			При верхньому і комбінованому освітленні	При звичайному освітленні
Середньої точності	0,5-0,1	IV	3,6	1,4

Таблиця 4.3 – Норми освітлення штучним світлом за СНіП II-4-79

Характеристика роботи	Розмір об'єкта розрізнення, мм	Розряд роботи	Під-розряд роботи	Контраст об'єкта з фоном	Фон	Найменше освітлення, Лк			
						При газорозрядних		При лампах розжарювання	
						Комбіноване	Загальне	Комбіноване	Загальне
Середньої точності	0,5-1	IV	Г	Великий	Світлий	300	150	300	100

Вентиляція є сукупністю заходів і пристроїв, необхідних для забезпечення заданої якості повітряного середовища в робочих приміщеннях. В умовах виробництва вентиляція може бути: природна та механічна (за способом переміщення повітря), місцева та загальна (за формою організації повітрообміну). Вентиляційні установки можуть бути витяжними, що призначені для видалення повітря, та припливними, які здійснюють подачу повітря [16,17].

ВИСНОВКИ

1. Проаналізовано особливості випарювання розчинів у глиноземному виробництві. Встановлено, що на випарювання алюмінатно-лужних розчинів впливають такі фактори: концентрація лугу у розчині, в'язкість, крупність осаду, температура процесу, домішки, присутні у алюмінатно-лужному розчині.

2. Проаналізовано конструкції випарних апаратів і причини погіршення теплопередачі під час випарювання маточного розчину. Встановлено, що під час розробки апаратів для випарювання розчинів слід вирішувати низку складних технічних завдань: зменшення корозійного зносу нагрівних труб при високих концентраціях розчину, запобігання заростанню нагрівних поверхонь содою та алюмосилікатами, одержання великих кристалів соди, що добре осаджуються, видалення з розчину органічних сполук.

3. Для інтенсифікації випарювання розчинів у глиноземному виробництві запропоновано застосовувати випарні установки з механічною рекомпресією пари та випарні апарати з плівкою, що стікає.

4. Вивчено технологічні особливості випарювання алюмінатно-лужних розчинів. Розроблено технологічну схему і описано технологію випарювання розчинів.

5. Виконано розрахунок випарної установки, складено матеріальний і тепловий баланси процесу випарювання.

6. Проведений аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів дозволяє зробити висновок про перевищення нормативного показнику по рівню шуму, вміст лугу та його аерозолів. Все це дозволяє віднести умови праці на ділянці випарювання розчинів до середньої важкості до ІІа класу. Розроблено заходи щодо поліпшення умов праці.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Насекан Ю. П. Виробництво глинозему : навч. посіб. Запоріжжя : ЗДІА, 2008. 190 с.
2. Litvinova T. E., Vasilyev V. V., Fedorov A. T. Development the means of modeling the processes and the systems of alumina production. *Non-Ferrous Metals & Minerals – 2019* : Book of Papers of the Eleventh International Congress (September 16-20, 2019). Krasnoyarsk : Science and Innovation Center Publishing House, 2020. P. 126–132.
3. Нестеренко Т. М., Червоний І. Ф., Грицай В. П. Теоретичні основи гідрометалургійних процесів : підручник. Київ : Вища школа, 2013. 408 с.
4. Іванов А. І., Насекан Ю. П., Іванова Л.П. Технологія виробництва глинозему : монографія. Запоріжжя : ЗДІА, 2005. 262 с.
5. Francois Delannoy. Mechanical vapour recompressor of recycled liquors. *Non-Ferrous Metals & Minerals – 2019* : Book of Papers of the Eleventh International Congress (September 16-20, 2019). Krasnoyarsk : Science and Innovation Center Publishing House, 2020. P. 173–182.
6. Верховлюк А. М., Нарівський А. В., Могилатенко В. Г. Технології одержання металів та сплавів для ливарного виробництва : навч. посіб. / за ред. акад. НАН України В. Л. Найдека. Київ : Видавничий дім “Вініченко”, 2016. 224 с.
7. Основи металургійного виробництва металів і сплавів : підручник / Д. Ф. Чернега та ін. ; за ред. Д. Ф. Чернеги, Ю. Я. Готвянського. Київ : Вища школа, 2006. 503 с.
8. Нестеренко Т. М. Металургія легких металів : конспект лекцій. Запоріжжя : ЗДІА, 2006. 60 с.
9. Perestoronin A. V., Tokarev G. V., Pechyonkin M. N., Mitrofanova E. N. Study of crystal growth of recycled soda at Bogoslovsk refinery. *Non-Ferrous Metals & Minerals – 2017* : Book of Papers of the International Congress, XXIII Conference

“Aluminium of Siberia”. Krasnoyarsk : Science and Innovation Center Publishing House, 2017. P. 71–77.

10. Нестеренко Т. М. Теоретичні основи гідрометалургійних процесів. Методичні вказівки до вивчення розділу «Випарювання». Запоріжжя : ЗДІА, 2003. 44 с.

11. Yang Ni, Inwei Bai Combined leaching-evaporation process at the CHALIECO GAMI alumina refinery. *Non-Ferrous Metals & Minerals – 2019 : Book of Papers of the Eleventh International Congress (September 16-20, 2019)*. Krasnoyarsk : Science and Innovation Center Publishing House, 2020. P. 183–187.

12. Malofeev M. N., et. Al. Improvement of spent liquor evaporation technology at BAZ. *Non-Ferrous Metals & Minerals – 2019 : Book of Papers of the Eleventh International Congress (September 16-20, 2019)*. Krasnoyarsk : Science and Innovation Center Publishing House, 2020. P. 43–54.

13. Нестеренко Т. М. Фізико-хімічні процеси та технологічні особливості процесів виробництва кольорових металів : метод. вказівки до практичних занять, самостійної роботи та виконання курсової роботи. Запоріжжя : ЗДІА, 2016. 128 с.

14. Нестеренко Т. М., Воденнікова О. С. Конструкції технологічних агрегатів кольорової металургії : конспект лекцій. Запоріжжя : ЗДІА, 2017. 100 с.

15. Navlík Tomáš. *Hydrometallurgy Principles and applications*. Cambridge : Woodhead Publishing Limited, 2008. 551 p.

16. Гандзюк М. П., Желібо Е. П., Халимовський М. О. Основи охорони праці : підручник. Київ : Каравела, 2005. 393 с.

17. Жидецький В. Ц. Основи охорони праці : підручник. Львів : Афіша, 2002. 318 с.