

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ФАКУЛЬТЕТ ТЕХНІЧНИХ СИСТЕМ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНИХ ТЕХНОЛОГІЙ  
Кафедра хімічної інженерії

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Зав. кафедри

\_\_\_\_\_  
підпис, дата

## Кваліфікаційна робота магістра

зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"  
освітня програма "Обладнання хімічних виробництв  
і підприємств будівельних матеріалів"

Тема роботи: Відділення очищення газу від CO<sub>2</sub> у  
виробництві суперфосфату. Розробити та модернізувати  
насадковий абсорбер

Виконав:  
студент групи ХМ.м-21/1  
Дудченко Артем Володимирович

\_\_\_\_\_  
підпис

Залікова книжка

№ \_\_\_\_\_

Кваліфікаційна робота магістра  
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою \_\_\_\_\_

" \_\_\_\_ " \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ р.

**Підпис голови**  
(заступника голови) комісії

Керівник:

докт. техн. наук, професор

Склабінський В.І.

\_\_\_\_\_  
підпис, дата

## ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	3
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	5
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	14
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	14
2.2 Теоретичні основи процесу	16
2.3 Опис конструкції проектного апарата	19
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	21
2.5 Гідравлічні розрахунки	37
2.6 Вибір допоміжного обладнання	38
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	43
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	43
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	46
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	53
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	53
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	56
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	61
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	61
5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	64
РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	68
6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки	68
6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактору	73
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	73
ДОДАТКИ	

## ВСТУП

Вуглекислий газ ( $\text{CO}_2$ , двоокис вуглецю) – це безбарвна хімічна сполука, проте його концентрація в атмосфері може впливати на безпеку та здоров'я людей. Надмірне накопичення  $\text{CO}_2$  може викликати небезпечні умови, особливо в замкнених або недостатньо провітрюваних приміщеннях. Звичайна концентрація  $\text{CO}_2$  в атмосфері становить близько 0,03–0,04 %. Норми безпеки встановлюють гранично допустиму концентрацію для життєдіяльності на рівні 0,15–0,2 % [1].

Природні джерела включають дихання рослин та тварин, процеси горіння, перегнивання та інші природні процеси. Промислові джерела викидів можуть включати заводські процеси, діяльність транспорту та інші виробничі операції [2].

Очищення повітря від вуглекислого газу може бути необхідним з різних причин. По-перше, високі концентрації  $\text{CO}_2$  можуть бути небезпечними для здоров'я людини. Якщо рівень газу в приміщенні перевищує допустимі норми, може виникнути задушливий стан та інші проблеми з диханням. Вентиляційні системи і фільтри можуть використовуватися для зниження концентрації  $\text{CO}_2$  та забезпечення безпеки приміщень [1].

Очищення повітря від  $\text{CO}_2$  може сприяти підвищенню якості повітря в приміщенні. Зменшення концентрації  $\text{CO}_2$  може допомогти уникнути втоми, зниження продуктивності та інших негативних впливів на здоров'я та самопочуття.

В окремих виробничих процесах високі рівні  $\text{CO}_2$  можуть впливати на якість виробленої продукції, зокрема у харчовій та фармацевтичній промисловості.

Відомі методи очищення газу від діоксиду вуглецю використовують різні принципи та технології для ефективного видалення цього газу [1, 2]:

1. Промивання водою під сильним тиском. Методика ґрунтується на використанні води під високим тиском для сорбції  $\text{CO}_2$ . Вода вбирає усі домішки вуглекислого газу з повітря під високим тиском. Простий метод, але може бути енергозатратним і потребувати обробки води після процесу.

2. Криогенне виморожування. Ефективний, але енергозатратний метод, який використовує сильне охолодження для перетворення  $\text{CO}_2$  в сухий лід. Вимагає низьких температур, зазвичай до мінус  $80^\circ\text{C}$ . Застосовується у випадках, коли енергія не є обмежуючим фактором.
3. Хімічна абсорбція. Використовують розчин їдкого натру для забезпечення абсорбції  $\text{CO}_2$ . Забруднений газ зрощується розчином їдкого натру, що призводить до хемосорбції  $\text{CO}_2$ . Застосовується в установках з циклами високого та середнього тиску.
4. Фізична абсорбція. Основана на розчинності  $\text{CO}_2$  у полярних розчинниках, таких як вода та метанол. Використовує розчинники для забезпечення абсорбції  $\text{CO}_2$  з газової суміші.
5. Адсорбція. Використовує адсорбенти, такі як активоване вугілля, для поглинання  $\text{CO}_2$  з газової суміші. Ефективний метод для тонкого очищення газу від вуглекислоти. Адсорбенти обираються за їх адсорбційною здатністю.

Кожен метод має свої переваги та обмеження, і вибір конкретного методу залежить від конкретних умов, обсягу робіт, витрат енергії та інших факторів.

Дану магістерську кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних вказівок [3] із представленням усіх нормативних розділів.

## РОЗДІЛ 1

### АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ [1, 2, 4–10]

Метод абсорбції водою діоксиду вуглецю є ефективним, особливо з урахуванням доступності та вартості абсорбенту (води). Проте, як ви вказали, у нього є певні обмеження, такі як низька поглинальна здатність та невелика селективність, що може призводити до забруднення діоксиду вуглецю іншими газами.

Схема установки дуже проста, але її ефективність може бути покращена або доповнена додатковими етапами чи модифікаціями. Наприклад, для поліпшення селективності може бути використана модифікована абсорбційна рідина або додаткові обробні стадії.

Деякі можливі вдосконалення або доповнення до схеми:

1. Застосування спеціально розроблених абсорбентів, які мають підвищену поглинальну здатність і більшу селективність до  $\text{CO}_2$ .
2. Додавання додаткових етапів очищення, таких як фільтрація або дистиляція, для видалення додаткових домішок.
3. Система рециркуляції абсорбенту для підвищення ефективності використання його на кожному циклі.
4. Оптимізація параметрів, таких як тиск та температура, для підвищення розчинності діоксиду вуглецю.
5. Додавання каталізаторів для поліпшення кінетики реакцій абсорбції та десорбції.

Процес "Ректизол" на основі абсорбції метанолом є ефективним методом очищення від діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) в промисловості. До основних переваг цього методу відносяться його вигідні технічні характеристики та висока поглинальна здатність метанолу при низьких температурах і підвищеному тиску.

Використання метанолу при температурах до мінус  $60^\circ\text{C}$  і під тиском близько 0,4 МПа дозволяє досягти високої розчинності  $\text{CO}_2$  у метанолі. При зазначених умовах розчинність  $\text{CO}_2$  у метанолі досягає значно вищих значень порівняно із водою.

Діоксид вуглецю може бути виділений шляхом зниження тиску та підвищення температури, що робить процес більш контрольованим. Позначається, що окрім метанолу, можна використовувати й інші органічні розчинники, такі як сульфолан, пропіленкарбонат, N-метилпіролідон, але вони поки не набули широкого поширення.

Цей метод є привабливим для застосування у випадках, коли важливо ефективно очищати газу від  $\text{CO}_2$  за екстремальних температурних та тискових умов.

Очищення газів від діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) за допомогою водяних розчинів етаноламінів є ефективним методом, відомим як амін-хемосорбція. Що стосується використовуваних абсорбентів, то промисловості відомо застосування трьох амінів: моноетаноламін  $\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$ , діетаноламін  $\text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$  і триетаноламін  $\text{N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3$ .

Моноетаноламін та діетаноламін є більш привабливими для промислового застосування у порівнянні з триетаноламіном через ряд причин. Давайте розглянемо основні особливості цих амінів.

**Моноетаноламін:** MEA є моноаміном, який має одну аміногрупу та одну гідроксильну групу. MEA визначається високою поглинаючою здатністю (до 100 %) до сірководню та вуглекислого газу. Вона широко використовується в газопереробній та нафтопереробній промисловості для видалення забруднюючих газів.

**Діетаноламін:** DEA є діаміном, який має дві аміногрупи та одну гідроксильну групу. DEA також має хорошу поглинаючу здатність (50 %) до сірководню і вуглекислого газу. Вона застосовується в системах очищення газів.

**Триетаноламін:** TEA є триаміном, який має три аміногрупи та одну гідроксильну групу. TEA витіснений від MEA та DEA через низьку поглинаючу спроможність (на рівні 39 %), низьку реакційну здатність та незадовільну стабільність. Ці недоліки обмежують його ефективність у видаленні сірководню та інших забруднюючих речовин.

Процес амін-хемосорбції може бути узагальнений наступним чином:

1. Контакт з розчином етанол аміну. Газова суміш, яка містить  $\text{CO}_2$ , контактує з розчином етаноламіну.  $\text{CO}_2$  адсорбується етаноламіном та реагує з ним, утворюючи солі або карбамати.
2. Реакція та утворення солей. Процес включає хімічну реакцію між  $\text{CO}_2$  та етаноламіном:



3. Десорбція або регенерація. Солі або карбамати, утворені під час адсорбції, можуть бути розкладені, і  $\text{CO}_2$  може бути знову виділений. Цей етап включає підігрівання розчину для розкладання карбаматів та відновлення аміну для повторного використання.
4. Процес амін-хемосорбції може бути повторюваний в циклі, щоб забезпечити ефективне очищення газу від  $\text{CO}_2$ .

Метод очищення газів від діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) за допомогою розчинів карбонатів, таких як калійний або натрієвий карбонат, є ще одним ефективним способом. Процес взаємодії  $\text{CO}_2$  з розчинами карбонатів може бути узагальнений наступним чином:

1. Абсорбція  $\text{CO}_2$ . Газова суміш, яка містить  $\text{CO}_2$ , пропускається через розчин карбонату, зазвичай гарячий (при температурі 110–120°C), щоб підвищити розчинність карбонату та прискорити процес абсорбції  $\text{CO}_2$ .
2. Хімічна реакція.  $\text{CO}_2$  реагує з карбонатом, утворюючи вуглекислий іон:



3. Регенерація розчину. Розчин, який містить вуглекислий іон, може бути регенерований шляхом зниження тиску та підвищення температури, що сприяє виділенню  $\text{CO}_2$ .

4. Процес може бути повторюваний для забезпечення ефективної очистки газу від  $\text{CO}_2$ .

Даний метод використовується в промисловості, де доступність та економічність є ключовими чинниками. Хоча ступінь очищення газу від  $\text{CO}_2$  може бути меншим порівняно з іншими методами, цей підхід залишається конкурентоспроможним за рахунок низьких витрат на реагенти.

Цеоліти, зокрема цеоліт СаА, є ефективними адсорбентами для діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ). Цеоліти – це мінерали або синтетичні матеріали з пористою структурою, які можуть взаємодіяти з молекулами газів. Оскільки молекули  $\text{CO}_2$  є досить маленькими, вони можуть проникати у пори цеолітів, де відбувається їхнє поглинання.

Процес адсорбції  $\text{CO}_2$  на цеолітах може виглядати приблизно так. Молекули  $\text{CO}_2$  взаємодіють з активними центрами у порах цеолітів. Це призводить до утворення комплексів між молекулами  $\text{CO}_2$  та структурою цеоліту. Одночасно із поглибленням  $\text{CO}_2$  цеоліти можуть поглиблювати пари води, що призводить до ефективного осушення газової суміші. Для відновлення адсорбента його пори можна регенерувати шляхом зниження тиску та підвищення температури, що сприяє вивільненню поглинутих молекул.

Каталітичне гідрування використовується для видалення діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) та оксиду вуглецю ( $\text{CO}$ ) з газових сумішей. Процес базується на хімічних реакціях гідрування цих газів на каталізаторі.

Гідрування діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ):



Гідрування оксиду вуглецю ( $\text{CO}$ ):





У цих реакціях  $H_2$  (водень) взаємодіє з  $CO_2$  або  $CO$ , утворюючи метан ( $CH_4$ ) та воду ( $H_2O$ ). Каталізатори, такі як залізо (Fe) або нікель (Ni) у сполуках з хромом (Cr) або алюмінієм (Al), допомагають активувати реакції та сприяють їхньому протіканню при більш низьких температурах та тисках.

Такий метод може бути ефективним для видалення невеликих концентрацій  $CO_2$  та  $CO$  з газових сумішей у відповідних умовах тиску та температури.

Далі розглянемо технологічні особливості процесу абсорбції. Для цього скористаємося літературою. Другий закон термодинаміки грає важливу роль в основі законів перенесення маси та енергії в складних фізико-хімічних системах. Згідно з цим законом, всі фізико-хімічні процеси спрямовані до досягнення рівноваги, що є станом, в якому всі впливові фактори на систему збалансовані.

Рівноважні параметри – це параметри складної фізико-хімічної системи, в якій досягнуто рівноважний стан. Ці параметри включають в себе тиск, температуру, концентрації фаз, які характеризують систему в рівноважному стані.

Фізичні та термодинамічні умови рівноваги в усіх точках замкненої системи включають рівність температур, тисків та хімічних потенціалів. Це означає, що в рівноважному стані всі області системи мають однакову температуру, тиск і хімічні потенціали різних речовин у системі вирівнюються. Це дозволяє системі досягнути стану рівноваги, де немає подальших нетермодинамічних змін, і всі процеси зберігають баланс.

Число незалежних ступенів вільності системи дорівнює різниці між кількістю компонентів у системі та числом фаз плюс одиниця:

$$f = C - P + 2,$$

де  $f$  – число незалежних ступенів вільності;

$C$  – кількість компонентів у системі;

$P$  – кількість фаз в системі.

Отже, згідно з правилом фаз Гіббса, число незалежних ступенів вільності системи дорівнює різниці між кількістю компонентів і кількістю фаз плюс два.

Абсорбція в двофазній системі «газ – рідина» є типовим дифузійним процесом, і вона реалізується за допомогою поглинального компонента абсорбенту, який відділяється з газової фази і поглинається рідиною. У випадку простої абсорбції, де газова суміш має три компоненти (інертні гази – носії, поглинальний компонент і абсорбент), можна варіювати три незалежні параметри: температуру, тиск і концентрацію абсорбату в одній із фаз.

Проте, в більш складних сценаріях абсорбції, де газова суміш містить багато компонентів, і абсорбент може поглинати декілька компонентів, число незалежних параметрів значно ускладнюється. У таких випадках потрібно враховувати багато компонентів і їх взаємодію, що робить розрахунки більш складними.

У стані рівноваги для двофазної трикомпонентної системи за умови сталості температури і загального тиску існує однозначна залежність між концентраціями компонентів в газовій і рідкій фазах. Ця залежність описується законом Генрі, який вказує, що парціальний тиск компонента газової суміші над рідиною пропорційний його мольній концентрації в рідині. Математично це можна виразити наступним чином:

$$P_i = H_i \cdot x_i,$$

де  $P_i$  – парціальний тиск компонента "i" над рідиною в газовій фазі;

$H_i$  – коефіцієнт Генрі для компонента "i";

$x_i$  – мольна концентрація компонента "i" в рідині.

Коефіцієнти Генрі визначаються експериментально для кожного компонента і при певних умовах температури і тиску. Закон Генрі важливий для розуміння рівноваги газової і рідкої фази, і він знаходить широке застосування в хімічній інженерії для опису процесів абсорбції, екстракції та інших явищ розподілу речовин між фазами.

Закон Генрі найкраще відповідає експериментальним даним в умовах невеликих тисків газу і низьких концентрацій розчиненої речовини в розчиннику. Це відбувається тому, що при низьких тисках та низьких концентраціях розчиненої речовини відсутні значні взаємодії між молекулами газу та розчинника, і газ веде себе близько до ідеального газу. У такому випадку коефіцієнт Генрі може бути адекватно описаний вказаним законом.

Проте, при збільшенні тиску газу та концентрації розчиненої речовини, можуть виникнути неідеальності у системі, такі як взаємодії між молекулами газу, хімічні реакції, зміни в структурі розчину тощо. У цих умовах, Закон Генрі може виявити обмежену точність в передбаченні поведінки системи.

Тому в окремих випадках, де тиск або концентрація великі, може бути необхідно використовувати більш складні моделі, які враховують неідеальності в системі, такі як модель Ван-дер-Ваальса або інші рівняння стану.

Закон Дальтона встановлює, що сумарний тиск газової суміші є рівним сумі парціальних тисків окремих компонентів:

$$p_A = P \cdot y_A.$$

Поєднуючи ці два закони (Генрі і Дальтона), можна отримати залежність між концентрацією розчиненої речовини в рідкій фазі та сумарним тиском газової фази:

$$y_A^* = \frac{E_A}{P} \cdot x_A = m_A \cdot x_A \text{ або } x_A^* = \frac{P}{E_A} \cdot y_A = \frac{y_A}{m_A},$$

де  $m_A$  – коефіцієнт розподілу поглиненої речовини між газом і рідиною:

$$m_A = E_A/P.$$

У реальних абсорбційних процесах робочі концентрації розподільної речовини в фазах можуть відрізнятися від рівноважних значень. Зазвичай, робочі концентрації розподільної речовини визначаються на підставі режиму роботи конкретного апарата і можуть бути оптимізовані для досягнення певних технічних або економічних цілей.

Робоча лінія процесу – це графічне зображення залежності між робочими концентраціями в обох фазах на діаграмі рівноваги. Ця лінія відображає, як змінюються концентрації розподільної речовини при зміні умов роботи абсорбційного апарата, таких як тиск, температура, витрати рідини та газу, інші параметри.

Далі розглянемо гідродинамічні режими роботи насадкових абсорберів. Для цього скористаємося літературою. Для ефективної абсорбції дуже важливо, щоб рідина рівномірно розподілялася по всій поверхні насадки. Спеціальні зрошувачі допомагають досягнути цієї мети, забезпечуючи розподіл рідини на більші краплі чи струмені. Це покращує контакт між газом і рідиною, підвищуючи абсорбційну ефективність.

Гідродинаміка абсорбційної колони також має велике значення для ефективності процесу. Вона впливає на розподіл рідини, інтенсивність масообміну між фазами, опір газового потоку тощо. Виправний гідродинамічний режим забезпечує оптимальні умови для абсорбції та гарантує, що рідина рівномірно змочує насадку. Рідина, що утримується в насадці, впливає на масообмін в системі. Вона може відтікати та замінюватися новою рідиною або бути утриманою сталою кількістю. Це досліджується і регулюється для досягнення оптимальних умов абсорбції.

У насадкових колонах важливо враховувати режим руху фаз (газу і рідини), оскільки він впливає на інтенсивність масообміну та ефективність абсорбційного процесу.

Плівковий режим спостерігається при низьких швидкостях газу і малих щільностях зрошування. У цьому випадку, рідина формує тонку плівку на поверхні насадки. Кількість рідини, що утримується в насадці, майже не залежить від

швидкості газу. Цей режим може бути менш інтенсивним у відношенні до масообміну.

Режим підвисання рідини відбувається в наслідок гальмування газу. Цей режим характеризується підвищенням товщини рідкої плівки на насадці та збільшенням кількості утримуваної рідини в насадці. Інтенсивність масообміну покращується, оскільки підвисання створює додаткові можливості для контакту між газом і рідиною.

Режим емульгування виникає, коли у вільному об'ємі насадки накопичується настільки багато рідини, що тягар води (або іншої рідини) не дозволяє їй вільно витікати з насадки. Це призводить до створення суміші газу та рідини, яка перебуває в емульгованому стані. Такий режим роботи може бути корисним в абсорбційних процесах, оскільки він сприяє підвищенню інтенсивності масообміну шляхом створення більшого контакту між газовою і рідкою фазами. Однак важливо ретельно контролювати цей режим, оскільки надто високий рівень емульгування може призвести до небажаних наслідків, таких як забиття апарату, збільшення опору газовому потоку, або зниження ефективності процесу.

Режим винесення вказує на те, що потік газу є настільки потужним, що практично припиняє рух рідини вниз по колоні. Замість цього рідина у вигляді газорідинної емульсії рухається вгору та виноситься з апарату вгору разом із газом. Це сприяє значному винесенню рідини з колони і може призвести до значних проблем в роботі абсорбційного обладнання. Режим винесення, як правило, небажаний і потребує управління параметрами процесу, такими як розмір насадок, швидкість газового потоку, рівновага між рідкою і газовою фазами і т. д., щоб уникнути надмірного винесення рідини. Цей режим може стати проблемою в абсорбційних процесах, оскільки він може призвести до втрати абсорбенту та зменшення ефективності процесу.

## РОЗДІЛ 2

### ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

#### 2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Процес виробництва суперфосфату включає дві основні стадії: розкладання фосфоритної руди сірчаною кислотою і дозрівання суперфосфату.

При розкладанні фосфоритної руди сірчаною кислотою у якості сировини використовується фосфоритна руда:



На цій стадії утворюється розчинний ортофосфатно-сірчаний розчин ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ), а також гідратований гіпс ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ).

При дозріванні суперфосфату сировиною є ортофосфатно-сірчаний розчин з попереднього етапу:



На цій стадії ортофосфатно-сірчаний розчин змішується з вапном ( $\text{CaCO}_3$ ), утворюючи суперфосфатний розчин.

Виробництво відбувається в безперервному режимі, де руда і кислота подаються безперервно, і вивантаження готового суперфосфату також відбувається безперервно. Цей процес дозволяє ефективно виробляти суперфосфат у великих кількостях для використання у сільському господарстві. Технологічну схему виробництва суперфосфату з відділенням очищення від домішок двоокису вуглецю представлено на рис. 2.1.

Принцип дії цієї установки складається з наступних етапів. Спочатку вихідний матеріал поступає до ємності E1, а звідти направляється в барабанний гранулятор, попередньо піддаючись зволоженню до рівня 13–17 %.

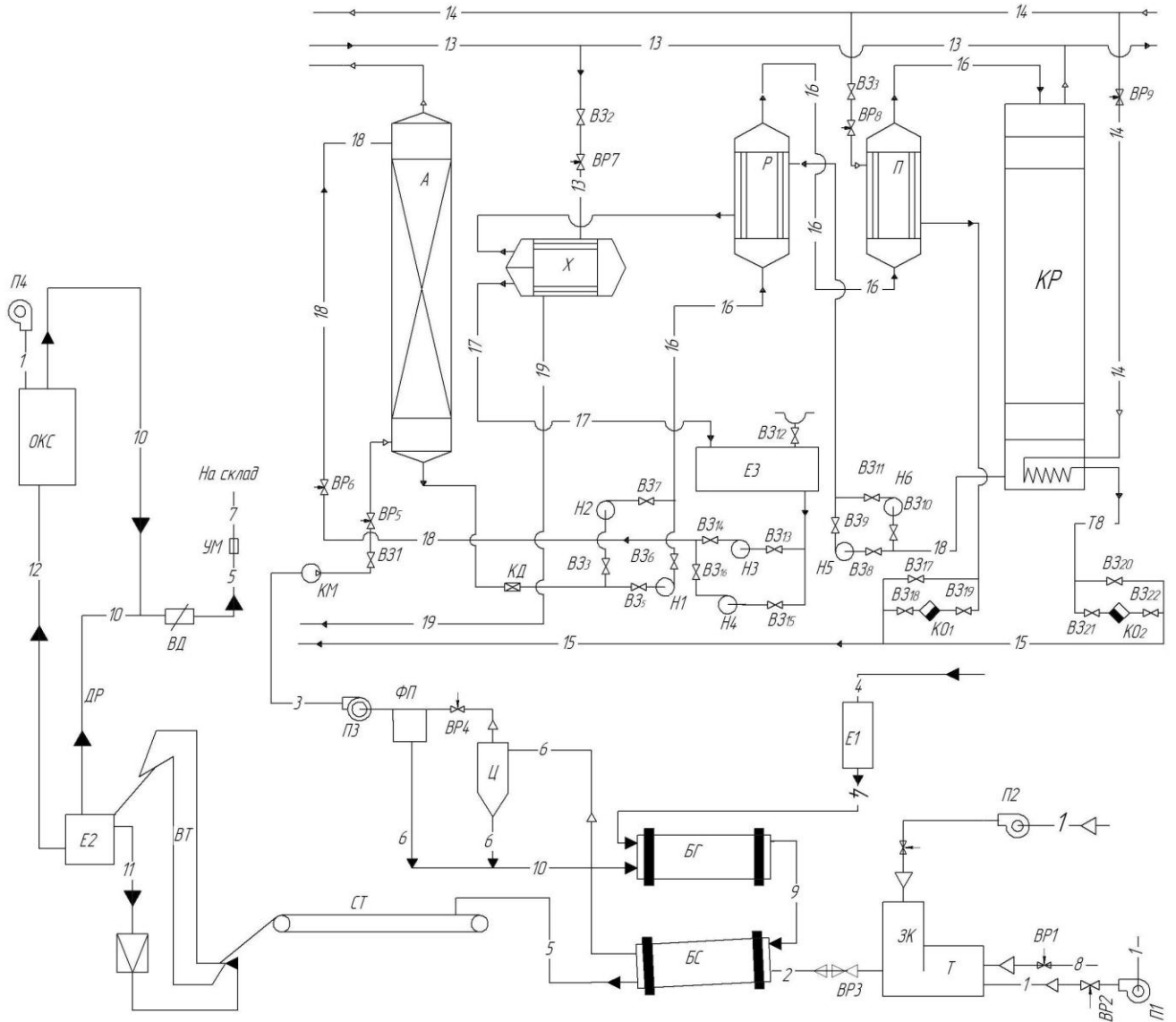


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва суперфосфату

Під час обертання барабану формуються гранули, що мають сферичну форму. Після проходження через гранулятор, отримані гранули направляються в барабанну сушарку, де відбувається їхнє додаткове підсушування. Для цього процесу використовується повітря, яке постачається за допомогою вентилятора в топку. Також в топку одночасно подається паливо.

Після змішувальної камери топкові газу направляються в барабанну сушарку, де відбувається завершальний етап сушіння продукту. Висушений матеріал спочатку поступає на стрічковий транспортер, а звідти – в бункер сухого продукту. Після цього він проходить через ваговий дозатор та пакувальну машину перед тим, як надійти на склад для подальшого використання.

Після завершення процесу сушіння в сушарці передбачено використання циклону на виході, де проводиться відділення пилу від повітря. Після циклону установлений патронний фільтр, де відбувається більш детальне очищення. Очищене від пилу повітря подається в насадковий абсорбер для вилучення двоокису вуглецю, в якості абсорбента використовується вода. Пройшовши черговий етап очищення, газ виводиться з верхньої частини абсорбера і направляється на наступний етап переробки.

Насичений двоокисом вуглецю абсорбент відводиться знизу абсорбера, проходить через ресивер і підігрівач, де його підігрівають гарячим регенованим розчином, видобутим із нижньої частини десорбера. Відокремлена пара в десорбері конденсується в конденсаторі, після чого конденсат частково відводиться з сепаратора, а частково, як флегма, подається насосом в десорбер. Нижню частину десорбера обігрівають паром, яка генерується в кип'ятильнику. Регенований абсорбент, після охолодження в рекуперативному теплообміннику, поступає в ємність E2, звідки насосом знову подається на зволоження абсорбера.

## 2.2 Теоретичні основи процесу [10]

Діаметр насадкової колони може бути визначений залежно від допустимої швидкості газу та його максимальної витрати. Існує декілька методів і рівнянь для розрахунку діаметру насадкової колони в залежності від конкретних умов і параметрів процесу. Однак, одним із загальних підходів до розрахунку діаметру колони є використання рівняння для розрахунку об'ємної витрати суцільної фази:

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_2}{\pi \cdot w_2}} = \sqrt{\frac{V_2}{0,785 \cdot w_2}}.$$

Зв'язок між щільністю зрошення, діаметром насадкового абсорбера та витратою абсорбенту є важливим для визначення ефективності абсорбційного процесу. Щільність зрошення вказує на те, наскільки ефективно абсорбент змочує на-



садку, і ця ефективність може бути пов'язана з діаметром колони та витратою абсорбенту.

Зазвичай, щільність зрошення визначається співвідношенням об'єму абсорбенту, що змочує насадку, до площі поверхні насадки:

$$U = \frac{L}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot \rho_x}.$$

Якщо коефіцієнт змочуваності близький до одиниці, це свідчить про те, що насадка змочена досить ефективно. Однак, якщо значення значно менше одиниці, це вказує на недостатню змочуваність насадки, і це може обмежити ефективність абсорбційного процесу. У цьому випадку можна розглядати декілька можливих підходів для покращення змочуваності насадки і збільшення її ефективності:

1. Застосування насадки із більшою питомою поверхнею може збільшити поверхню контакту між газом і рідиною, що допоможе підвищити коефіцієнт змочуваності.
2. Покращення умов подачі рідини. Оптимізація системи подачі рідини (розподільні плити, жолоби та ін.) може допомогти зробити рівномірний та ефективний розподіл рідини по насадці.
3. Регулювання параметрів процесу, таких як температура, тиск, витрата рідини і газу, для досягнення оптимальних умов.
4. Система моніторингу та аналізу може допомогти вчасно виявляти проблеми та несправності в процесі абсорбції та вживати відповідні заходи для їх виправлення.

Визначення ефективності насадкової колони є важливим завданням в процесах абсорбції і подібних процесах. Ця ефективність залежить від багатьох факторів, включаючи параметри процесу, фізичні властивості речовин, конструкцію насадки та навіть розподіл потоків в колоні.

Висота насадки з кілець, еквівалентна одній теоретичній тарілці, розраховується за формулою:

$$h_{emm} = 5,2 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,2} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y}\right)^{0,2} \cdot \frac{\lg A}{1-1/A}.$$

Повна висота насадкової колони включає не лише робочу висоту шару насадки, але і враховує ряд додаткових факторів та об'єктів, такі як сепараційні простори, пристрої для рідинорозподілу, перерозподільні тарілки, люки для обслуговування, завантаження та вивантаження насадки, та інші. Для розрахунку повної висоти насадкової колони враховуючи ці фактори, використовують формулу:

$$H_k = H + (n-1) \cdot h_n + H_g + H_n,$$

де  $n$  – кількість секцій насадки;

$h_n$  – висота проміжків між секціями насадки, в яких розміщуються перерозподільні тарілки;

$H_g$  – висота сепараційного простору над насадкою;

$H_n$  – відстань між днищем колони і насадкою.

Вибір відношення висоти насадки до діаметра колони у межах 1,5–10 є важливим параметром для правильного проектування абсорбера. Ця величина впливає на ефективність абсорбції та гідродинамічний режим процесу.

Кількість секцій насадки в колоні визначається відношенням висоти секції до діаметра колони, яке, як правило, не повинно перевищувати 2,5–3. Це дозволяє зберегти рівномірний розподіл рідини та газу по колоні, без утворення пристінкового ефекту.

Відстань між секціями насадки, необхідна для розміщення опорних і перерозподільних пристроїв, зазвичай становить 0,3–0,5 м, а висота секції – 2–3 м.

Відстань від верху насадки до кришки абсорбера може становити 2–3 м і залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки і висоти сепараційного простору, в якому часто встановлюють краплевідбійники для запобігання бризковинесенню з колони.

Відстань від днища абсорбера до низу насадки зазвичай складає 1–1,5 діаметра колони. Висоти верхньої і нижньої частин колони також можна вибрати залежно від діаметра колони відповідно до рекомендацій.

Зазначені рекомендації та вимоги до висот та відстаней між елементами абсорбера спрямовані на підтримання ефективної роботи процесу абсорбції та забезпечення гідродинамічного режиму, який сприяє рівномірному розподілу рідини та газу для оптимального масопереносу між фазами.

### **2.3 Опис конструкції проектного апарата**

Насадкові абсорбери здобули широке використання в промисловості як пристрої для неперервного контакту взаємодіючих фаз. У цьому випадку поверхня контакту фаз формується на поверхні шару насадки, який представляє собою частинки певного розміру та спеціальної форми. Ці частинки можуть бути завантажені навалом або розташовані впорядковано на опорно-розподільних решітках.

Насадкові абсорбери легко піддаються модифікації для різноманітних процесів, що забезпечується зміною їх конструкції, розміру та інших параметрів. Ці абсорбери використовуються як ефективні засоби для видалення забруднюючих речовин, таких як сірководень, або для виробництва корисних речовин із газових потоків. Проте, слід враховувати, що пристінковий ефект рідини в шарі насадки може виникнути як негативне явище, особливо при використанні нерегулярно розміщених контактних тіл, таких як кільця Рашига (як базовий варіант абсорбера). Це може впливати на ефективність процесу, і тому важливо ретельно розробляти конструкцію абсорбера для оптимізації його функціональності.

Отже, заміна кілець Рашига на кільця Палля у модернізованій версії насадкової колони (див. рис. 2.2, а), при збереженні однакових розмірів внутрішніх контактних тіл (35×35×4 мм), має потенціал позитивно вплинути на ефективність процесу масообміну.

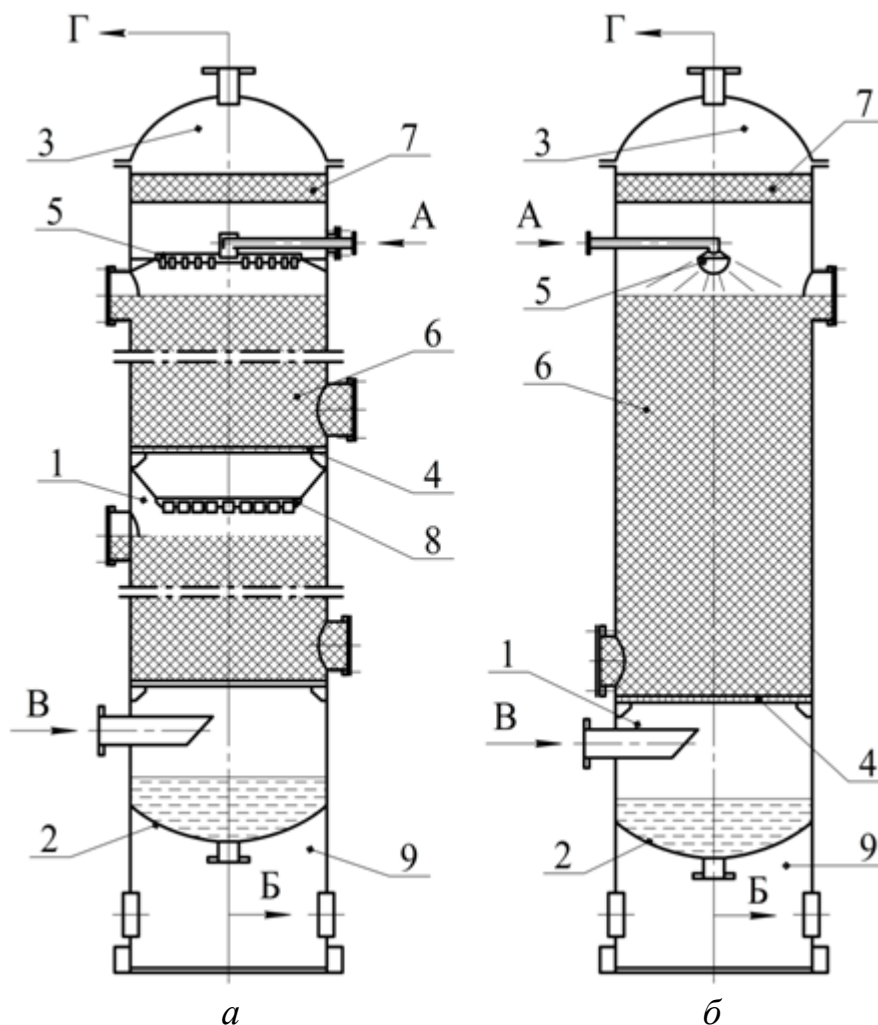


Рисунок 2.2 – Схеми насадкових абсорберів:

а – модернізований варіант; б – базовий варіант

А – подавання абсорбенту; Б – відведення абсорбенту; В – подавання газової суміші; Г – відведення очищеного газу; 1 – корпус; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – решітка опорна; 5 – розподільний пристрій (тарілка типу ТСН-III); 6 – шар насадки; 7 – бризковловлювач; 8 – перерозподільний пристрій (тарілка типу ТСН-II); 9 – опора

Кільця Палля, аналогічно кільцям Рашига, можуть бути використані для нерегулярного розсіпання в колоні. Проте їхня форма та структура сприяють кращому розподілу рідини по всій поверхні контакту, що зменшує ймовірність виникнення пристінкового ефекту. Важливо відзначити, що сама насадка розділена на два шари: верхній – 3000 мм і нижній – 3000 мм. Це розподілення може сприяти оптимальній роботі системи та підвищенню її продуктивності.

Загалом, проєктований абсорбер складається з міцного циліндричного корпусу, який виготовлений методом суцільного зварювання і має закрите дно та знімну кришку, прикріплену на фланцях. У середині корпусу розташована опорна решітка, на яку завантажена насадка. Насадка виготовлена із кілець Палля розміром  $35 \times 35 \times 4$  мм. Важливо відзначити, що завантаження насадки здійснюється навалом за допомогою розподільного пристрою, що гарантує нерегулярне розсіпання тіл по всій опорній решітці. Окрім того, абсорбер оснащений спеціальною системою подачі абсорбенту, яка ретельно розподіляє його на насадку. Наявність знімної кришки спрощує доступ для обслуговування та можливу заміну насадки або інших компонентів абсорбера.

Абсорбент рівномірно стікає вниз по шару насадки, взаємодіючи з потоком газу, який протікає в протилежному напрямку. У цьому процесі відбувається інтенсивний масообмін між газовою та рідкою фазами. Газ, що містить необхідний компонент, пасуючий для абсорбції, навпаки, поступово втрачає цей компонент, який поглинається абсорбентом та переходить з газової фази в рідку.

Цей процес призводить до насичення абсорбента, який, вже насичений необхідним компонентом, виводиться знизу абсорбційної колони. Таким чином, абсорбент проходить через цикл поглинання та виведення, підтримуючи ефективний процес очищення газу від небажаного компонента.

Завершений масообмін дозволяє очищеному газу вийти з абсорбера через верхню частину колони, вже вільному від небажаного компонента. Цей вивід газу здійснюється відзначеним вище вихідним отвором абсорбера, забезпечуючи ефективну обробку газового потоку та надійний механізм видалення нечистот.

## **2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата**

Розрахунок проводимо за методикою, що викладена в [5]. Перераховуємо об'ємні витрати за нормальних умов, а саме  $T_0 = 273$  К,  $P_0 = 101325$  Па, в об'ємні витрати за робочих умов процесу ( $T=298$  К,  $P=2 \cdot 10^6$  Па):

$$V_{cm} = V_{cm0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{T}{T_0}, \quad (2.1)$$

де  $V_{cm0}$  – витрата газової суміші за нормальних умов, м<sup>3</sup>/ГОД.

$$V_{cm} = 15000 \cdot \frac{101325}{2 \cdot 10^6} \cdot \frac{298}{273} = 829,5 \text{ м}^3/\text{ГОД}.$$

Для більшої зручності подальших розрахунків переведемо об'ємну витрату газової суміші в молярну:

$$G_{cm} = \frac{V_{cm0}}{3600 \cdot 22,4}; \quad (2.2)$$

$$G_{cm} = \frac{15000}{3600 \cdot 22,4} = 0,19 \text{ кмоль/с}.$$

Молярна витрата інертного газу визначається за рівнянням:

$$G = G_{cm} \cdot (1 - y_n), \quad (2.3)$$

де  $y_n$  – вихідна концентрація CO<sub>2</sub> у газовій суміші;  $y_n = 0,175 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.сум.})}$

$$G = 0,19 \cdot (1 - 0,175) = 0,157 \text{ кмоль/с}.$$

Концентрацію CO<sub>2</sub> на виході з абсорбера визначаємо з рівнянням:

$$y_k = y_n \cdot (1 - \phi), \quad (2.4)$$

де  $\phi$  – ступінь поглинання;  $\phi = 0,94$ .

$$y_k = 0,175 \cdot (1 - 0,94) = 0,011 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.сум.})}.$$

Отримані величини  $y_k$ ,  $y_n$  перерахуємо у відносні  $Y_k = 0,011 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{повітря})}$ ,

$$Y_n = 0,212 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{повітря})}.$$

Для визначення молярної витрати  $CO_2$ , що поглинається, використовуємо наступне рівняння:

$$M = G \cdot (Y_n - Y_k). \quad (2.5)$$

$$M = 0,157 \cdot (0,212 - 0,011) = 32 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с.}$$

Визначаємо рівноважні концентрації  $CO_2$  у воді. Якщо поглинається важкорозчинний газ, то розрахунок рівноважних концентрацій ведуть за законом Генрі:

$$X^* = \frac{2 \cdot 10^6}{1,44 \cdot 10^8} \cdot 0,175 = 2,07 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/кмоль}; \quad (2.6)$$

$$\bar{X}^* = 2,07 \cdot 10^{-3} \frac{44}{18} = 5,06 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг};$$

$$\bar{X}_n^* = 5,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,94 = 4,55 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг.}$$

Масові витрати вихідної газової суміші і повітря (інертного носія) визначаємо за формулами:

$$G_{cm} = V_{cm} \cdot \rho_{cm}; \quad (2.7)$$

$$G_{cm} = 0,23 \cdot 24,82 = 5,71 \text{ кг/с.}$$

$$V_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}}{\rho_{CO_2}}; \quad (2.8)$$

$$G_{CO_2} = V_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} = 0,04 \cdot 36,41 = 1,46 \text{ кг/с.}$$

$$V_{CO_2} = y_H \cdot V_{cm};$$

$$V_{CO_2} = 0,175 \cdot 829,5 = 145,2 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$G_{нов} = G_{cm} - G_{CO_2}; \quad (2.9)$$

$$G_{нов} = 5,71 - 1,46 = 4,25 \text{ кг/с.}$$

$$Y_H = \frac{y_H}{1 - y_H}; \quad (2.10)$$

$$\bar{Y}_H = \frac{G_{CO_2}}{G_{возд}} = Y_H \cdot \frac{M_{CO_2}}{M_{возд}}; \quad (2.11)$$

$$Y_H = \frac{0,175}{1 - 0,175} = 0,212 \text{ кмоль/кмоль;}$$

$$\bar{Y}_H = 0,212 \cdot \frac{44}{29} = 0,32 \text{ кг/кг.}$$



Масові витрати абсорбованого і не поглиненого компоненту в газовій суміші на виході з апарату знаходяться за формулами:

$$M = G_{CO_2} \cdot C_n / 100, \quad (2.12)$$

де  $C_n$  – ступінь поглинання компоненту.

$$M = 1,46 \cdot 94 / 100 = 1,37 \text{ кг/с.}$$

$$G'_{CO_2} = G_{CO_2} - M = G_{CO_2} \cdot (1 - C_n / 100); \quad (2.13)$$

$$G'_{CO_2} = 1,46 - 1,37 = 0,09 \text{ кг/с.}$$

Відносну масову частку поглиненого компоненту в газовій суміші на виході з апарату визначається за формулою:

$$\bar{Y}_e = G'_2 / G_{нов}; \quad (2.14)$$

$$\bar{Y}_e = 0,09 / 4,65 = 0,019.$$

Для визначення мінімальної молярної витрати чистого поглинача  $L_{мін}$  використовується наступне рівняння:

$$L_{мін} = \frac{M}{X_k^* - X_n}, \quad (2.15)$$

де  $X_k^*$  – рівноважна відносна концентрація  $CO_2$  у воді на виході з апарату;  
 $X_n$  – вихідна відносна концентрація  $CO_2$  у воді.

Для протитечійних абсорберів  $X_k^* = f(Y_n)$ . Максимально можлива концентрація  $\text{CO}_2$  у воді за робочих умов абсорбції становить  $X_k^* = 2,707 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{CO}_2}{\text{кмоль води}}$ .

$$L_{\text{мін}} = \frac{32 \cdot 10^{-3}}{2,71 \cdot 10^{-3} - 0} = 11,74 \text{ кмоль/с.}$$

Оскільки в реальному процесі абсорбції використовується не мінімальна витрата поглинача, а дещо більше значення (для прискорення процесу), то необхідно перерахувати мінімальну витрату поглинача на робочу витрату, враховуючи коефіцієнт надлишку поглинача:

$$L = L_{\text{мін}} \cdot \alpha, \quad (2.16)$$

де  $\alpha$  – коефіцієнт надлишку поглинача.

Приймаємо  $\alpha = 1,5$ . Зі збільшенням витрати поглинача (тобто зі збільшенням коефіцієнта надлишку поглинача) знижуються допустимі швидкості газу в апараті, за якими розраховують його діаметр. Тому слід вибирати таке співвідношення між розмірами абсорбційної колони і витратою поглинача, при якому розміри абсорбера будуть оптимальними.

$$L = 11,74 \cdot 1,5 = 17,61 \text{ кмоль/с.}$$

Для визначення робочої концентрації  $\text{CO}_2$  у поглиначеві на виході з абсорбера використовуємо наступне рівняння:

$$X_k = \frac{M}{L} + X_n; \quad (2.17)$$

$$X_k = \frac{32 \cdot 10^{-3}}{17,61} + 0 = 1,8 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль(води)}}.$$

Для розрахунку діаметра абсорбера служить наступне рівняння:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{см}}{\pi \cdot \omega_{роб}}}, \quad (2.18)$$

де  $\omega_{роб}$  – робоча швидкість газової суміші в апараті, м/с.

Граничну швидкість газу, що відповідає режиму емульгування (розраховуючи на повний переріз колони), можна визначити за рівнянням:

$$\lg \left[ \frac{w_{пред}^2 \cdot \sigma \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_y}{(\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125}. \quad (2.19)$$

При виборі розмірів насадкових тіл слід враховувати, що чим більшим є розмір такого елемента, тим вище допустима швидкість газу (і, відповідно, продуктивність абсорбера) і нижче його гідравлічний опір.

У нашому випадку використовуємо насадку, що складається з кілець Палля розміром  $35 \times 35 \times 4$  мм, для яких  $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $E = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Для визначення густини газу при температурі, відмінній від нормальної, служить наступне рівняння:

$$\rho_y = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}; \quad (2.20)$$

$$\rho_{CO_2} = 1,98 \cdot \frac{2 \cdot 10^6}{101325} \cdot \frac{273}{298} = 36,41 \text{ кг/м}^3.$$

Густину газоповітряної суміші визначаємо за середньою концентрацією  $CO_2$  в апараті:

$$y_{cp} = \frac{y_n + y_k}{2} = \frac{0,15 + 0,015}{2} = 0,0825 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(газ.сум)}.$$

$$\rho_y = \rho_{CO_2} \cdot y_{CO_2cp} + \rho_{нов} \cdot (1 - y_{CO_2cp}); \quad (2.21)$$

$$\rho_y = 36,41 \cdot 0,0825 + 23,78 \cdot (1 - 0,0825) = 24,82 \text{ кг/м}^3.$$

Аналогічно розрахуємо молекулярну масу газової суміші:

$$M_y = 44 \cdot 0,0825 + 29 \cdot (1 - 0,0825) = 30,23 \text{ кг/кмоль}.$$

Далі переведемо молярні витрати газової і рідкої сумішей в масові:

$$G = G_{мол} \cdot M, \quad (2.22)$$

де  $G$  – масова витрата;

$G_{мол}$  – молярна витрата газової суміші;

$M$  – молярна маса газової суміші.

Для газової суміші:

$$G = 0,175 \cdot 30,23 = 5,29 \text{ кг/с}.$$

Для рідкої суміші:

$$L = 17,61 \cdot 18 = 316,98 \text{ кг/с}.$$

За рівнянням (2.19) визначаємо граничну швидкість:

$$\lg \left[ \frac{w_{пред}^2 \cdot 140 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3} \cdot \frac{24,82}{(998 - 24,82)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{316,98}{7,009} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{24,82}{998 - 24,82} \right)^{0,125};$$

$$\lg(0,7669 \cdot \omega_{пред}^2) = -2,847 ;$$

$$\omega_{пред} = 0,078 \text{ м/с.}$$

Вибір робочої швидкості газу зумовлений багатьма чинниками. У загальному випадку її знаходять шляхом техніко-економічного розрахунку для кожного конкретного процесу. За рекомендацією [5] приймаємо робочу швидкість газу рівною 0,9 від граничної:

$$w = 0,9 \cdot w_{пред} = 0,9 \cdot 0,078 = 0,07 \text{ м/с.}$$

За отриманим значенням робочої швидкості газу визначаємо внутрішній діаметр абсорбера за формулою (2.18):

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,07}} = 2,05 \text{ м.}$$

Розрахований діаметр колонного апарату приводиться до стандартизованого значення. Найближчий більший стандартний діаметр суцільнозвареного колонного апарату становить 2,2 м.

Оскільки обраний діаметр колонного апарату відрізняється від розрахованого, то необхідно розрахувати уточнену робочу швидкість газової суміші:

$$\omega_{роб} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_k^2}; \quad (2.23)$$

$$\omega_{роб} = \frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2,2^2} = 0,061 \text{ м/с.}$$

Для насадкових апаратів щільність зрошення не повинна перевищувати значення  $0,09 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .

Визначаємо щільність зрошення для нашого випадку:

$$U = \frac{4 \cdot V_x}{\pi \cdot D^2}, \quad (2.24)$$

де  $V_x$  – об'ємна витрата рідини через апарат,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Переведемо масову витрату рідини в об'ємну:

$$V_x = \frac{L_{\text{мас}}}{\rho_x}; \quad (2.25)$$

$$V_x = \frac{316,98}{998} = 0,318 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$U = \frac{4 \cdot 0,318}{3,14 \cdot 2,2^2} = 0,084 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Умова виконується.

Висоту шару насадки в апараті, зазвичай, визначають через висоту одиниці переносу і кількість одиниць переносу [10]:

$$H = h_{0y} \cdot n_{0y}, \quad (2.26)$$

де  $h_{0y}$  – висота одиниці переносу за газовою фазою, м;  
 $n_{0y}$  – кількість одиниць переносу.

Висоту одиниці переносу можна визначити через коефіцієнт масопередачі за газовою фазою  $K_y$ :

$$h_{oy} = \frac{G}{(K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi)}, \quad (2.27)$$

де  $G$  – молярна витрата інертного газу;

$S$  – поперечний переріз абсорбера;

$\sigma$  – відносна поверхня насадки;

$\psi$  – коефіцієнт змочуваності насадки.

$$K_y = \frac{1}{\left( \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)}, \quad (2.28)$$

де  $\beta_y$  і  $\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі за газовою і рідкою фазами відповідно,  $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$ ;

$m$  – коефіцієнт розподілу речовини за фазами.

Для колон з неупорядкованою насадкою коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y$  можна розрахувати за рівнянням [5]:

$$Nu'_y = 0,407 \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y^{0,33}, \quad (2.29)$$

де дифузний критерій Нусельта для газової фази:

$$Nu'_y = \beta_y \cdot d_E / D_y, \quad (2.30)$$

де  $D_y$  – середній коефіцієнт дифузії  $\text{CO}_2$  у газовій фазі,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$Re$  – критерій Рейнольдса;

$Pr$  – критерій Прандтля;

$d_E$  – еквівалентний діаметр насадки, м.

$$d_E = 4 \cdot \varepsilon / a = 4 \cdot 0,78 / 90 = 0,035 \text{ м.} \quad (2.31)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$\text{Re}_y = \frac{w \cdot d_E \cdot \rho_y}{(\varepsilon \cdot \mu_y)}. \quad (2.32)$$

Динамічний коефіцієнт в'язкості  $\text{CO}_2$   $0,018 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

$$\text{Re}_y = \frac{0,07 \cdot 0,035 \cdot 24,82}{(0,78 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 5410,81.$$

$$D_y = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 13,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101325}{2 \cdot 10^6} \cdot \left( \frac{298}{273} \right)^{3/2} = 7,77 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с.} \quad (2.33)$$

Тоді дифузійний критерій Прандтля для газової фази дорівнює:

$$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{(\rho_y \cdot D_y)} \quad (2.34)$$

$$\text{Pr}'_y = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{(24,82 \cdot 7,77 \cdot 10^{-7})} = 0,933.$$

Підставляємо отримані критерії Рейнольдса і Прандтля в рівняння (2.29):

$$Nu'_y = 0,407 \cdot 5410,81^{0,665} \cdot 0,933^{0,33} = 38,07.$$



Знаходимо коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y$  з рівняння (2.30):

$$\beta_y = Nu'_y \cdot D_y / d_E = 38,07 \cdot 7,77 \cdot 10^{-7} / 0,035 = 1,845 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Виразимо коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y$  в обраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_y \left[ \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль}} \right] = \beta_y \left[ \frac{\text{м/с}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль}} \right] \cdot \rho_y / M_y; \quad (2.35)$$

$$\beta_y = 1,845 \cdot 10^{-3} \cdot 24,82 / 30,23 = 1,514 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль}).$$

Коефіцієнт масовіддачі  $\beta_x$  у рідкій фазі знаходять із узагальненого рівняння [5]:

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5}, \quad (2.36)$$

де дифузний критерій Нусельта для рідкої фази:

$$Nu'_x = \beta_x \cdot \delta_{np} / D_x, \quad (2.37)$$

де  $\delta_{np}$  – приведена товщина стікає плівки рідини, м.

Приведена товщина стікає плівки рідини може бути знайдена за рівнянням:

$$\delta_{np} = \left[ \frac{\mu_x^2}{(\rho_x^2 \cdot g)} \right]^{1/3}; \quad (2.38)$$

$$\delta_{np} = \left[ \frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{(998^2 \cdot 9,81)} \right]^{1/3} = 4,678 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

Модифікований критерій Рейнольдса для плівки рідини, що стікає по насадці [5]:

$$\text{Re}_x = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a \cdot \mu_x}; \quad (2.39)$$

$$\text{Re}_x = \frac{4 \cdot 0,084 \cdot 10^{-3} \cdot 998}{(94 \cdot 1 \cdot 10^{-3})} = 3707,68.$$

Дифузійний критерій Прандтля для рідини (при коефіцієнті дифузії двоокису вуглецю в воді за температури абсорбції 20°C і тиску  $2 \cdot 10^6$  Па  $D_x = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ ):

$$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x}; \quad (2.40)$$

$$\text{Pr}'_y = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{(998 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9})} = 556,67.$$

Підставляємо отримані критерії Рейнольдса і Прандтля в рівняння (2.36):

$$\text{Nu}'_x = 0,0021 \cdot 3707,68^{0,75} \cdot 556,67^{0,5} = 23,54.$$

Знаходимо коефіцієнт масоотдачі  $\beta_x$  з рівняння (2.37)

$$\beta_x = \text{Nu}'_x \cdot D_x / \delta_{np} = 23,54 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9} / 4,678 \cdot 10^{-5} = 9,057 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Висловимо коефіцієнт масовіддачі  $\beta_x$  в обраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_x = \frac{9,057 \cdot 10^{-4} \cdot 998}{18} = 5,021 \cdot 10^{-2} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль} / \text{кмоль}).$$

Значення  $m$  можна знайти графічним способом. Воно дорівнює середньому значенню тангенса кута нахилу лінії рівноваги на  $X$ – $Y$  діаграмі. Коефіцієнт розподілу речовини за фазами  $m = 0,15203 / 0,002707 = 56,16$ .

Коефіцієнт масопередачі за газовою фазою  $K_y$  обчислимо за формулою (2.28):

$$K_y = \frac{1}{\left( \frac{1}{1,514 \cdot 10^{-3}} + \frac{56,16}{5,021 \cdot 10^{-2}} \right)} = 1,118 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль} / \text{кмоль}).$$

Поперечний переріз абсорбера розрахуємо за формулою:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}; \quad (2.41)$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} = 3,8 \text{ м}^2.$$

Коефіцієнт змочуваності насадки  $\psi$  при зрошенні колони водою можна визначити з наступного емпіричного рівняння [5]:

$$\psi = 1 - A \cdot \exp(-b \cdot \text{Re}_x^p), \quad (2.42)$$

де  $A=1,02$ ;  $b=0,16$ ;  $p=0,4$  – за [5] для насадкових кілець, що засипані навалом.

$$\psi = 1 - 1,15 \cdot \exp(-0,16 \cdot 3707,68^{0,4}) = 0,9734.$$

Висоту одиниці переносу визначаємо відповідно до рівняння (2.27):

$$h_{oy} = 0,21874 / (4,214 \cdot 10^{-4} \cdot 6,15 \cdot 94 \cdot 0,9734) = 0,963 \text{ м.}$$

Висоту шару насадки в проектованому апараті визначаємо за рівнянням (2.26).

$$H = 0,963 \cdot 5,6 = 5,393 \text{ м.}$$

Приймаємо висоту насадки рівній 6 м.

Загальну висоту абсорбційної колони визначають із урахуванням вимог, додаючи до висоти шару насадки (6 м) висоту кубової (2,2 м) і сепараційної (1,6 м) частин, розривів для установки перерозподільних тарілок (1,5 м), висоту опори (2 м), висоту днища і кришки апарату (0,6 м).

$$H_{\text{общ}} = 6 + 2,2 + 1,6 + 1,5 + 2 + 2 \cdot 0,6 = 14,5 \text{ м.}$$

Для розрахунку діаметрів штуцерів і труб використовується наступне рівняння [9]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\omega_p \cdot \pi}}, \quad (2.43)$$

де  $\omega_p$  – рекомендована усереднена швидкість переміщення середовища в штуцері, м/с.

Визначаємо діаметр штуцерів для входу і виходу газоповітряної суміші:

$$d_z = \sqrt{\frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 5 \cdot 3,14}} = 0,242 \text{ м.}$$

Прийmemo штуцер з умовним діаметром  $D_y = 250$  мм.

Визначаємо діаметр штуцерів для входу і виходу абсорбенту:

$$d_{\text{газ}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 316,98}{3600 \cdot 5 \cdot 3,14}} = 0,149 \text{ м.}$$

Прийmemo штуцер з умовним діаметром  $D_y = 150$  мм.

## 2.5 Гідравлічні розрахунки [12]

Гідравлічний опір сухого насадкового абсорбера  $\Delta P_{\text{сух}}$  розраховують за рівнянням:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \cdot \frac{H}{d_{EH}} \cdot \frac{\rho_y \cdot w_{\text{роб}}^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \quad (2.44)$$

де  $\lambda$  – ефективний коефіцієнт тертя;

$d_{EH}$  – еквівалентний діаметр насадки, м;

$\varepsilon$  – відносний вільний об'єм насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

Знаходимо число Рейнольдса для руху газу в насадці:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,061 \cdot 24,82}{(94 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 2608,51.$$

Для насадки, що завантажена навалом, ефективний коефіцієнт тертя при  $Re > 40$ :

$$\lambda = 16 / Re^{0,2}; \quad (2.45)$$

$$\lambda = 16 / 2608,51^{0,2} = 3,318.$$

Гідравлічний опір сухого насадкового абсорбера складе:

$$\Delta P_{\text{сyx}} = 3,318 \cdot \frac{6}{0,035} \cdot \frac{24,82 \cdot 0,061^2}{2 \cdot 0,78^2} = 17,95 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір насадкового абсорбера з шаром змоченої насадки  $\Delta P_{\text{зм}}$  можна розрахувати за формулою:

$$\Delta P_{\text{зм}} = \Delta P_{\text{сyx}} \cdot \left[ 1 + 8,4 \cdot \left( \frac{L_m}{G_m} \right)^{0,4} \cdot \left( \frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,23} \right], \quad (2.46)$$

де  $L_m$  і  $G_m$  – масові витрати рідини і газу відповідно, кг/с.

$$\Delta P_{\text{зм}} = 17,95 \cdot \left[ 1 + 8,4 \cdot \left( \frac{343,17}{5,29} \right)^{0,4} \cdot \left( \frac{998}{24,85} \right)^{0,23} \right] = 1683,77 \text{ Па.}$$

## 2.6 Вибір допоміжного обладнання

Ємність для зберігання регенованого абсорбенту розраховуємо, виходячи з 6–8 годинного резерву робочого часу і з урахуванням коефіцієнта заповнення  $\psi = 0,8 \dots 0,85$ . Приймаємо  $\psi = 0,85$ .

Розрахунковий об'єм ємності:

$$V_{EP} = \frac{G \cdot \tau}{\psi \cdot \rho}, \quad (2.47)$$

де  $G$  – загальна витрата суміші, кг/год.;

$\tau$  – резерв робочого часу,  $\tau = 7$  год.;

$\rho$  – густина абсорбенту,  $\rho = 998$  кг/м<sup>3</sup>.

$$V_{EP} = \frac{316,98 \cdot 7}{0,85 \cdot 998} = 2,62 \text{ м}^3.$$

Задаємося стандартизованим діаметром ємності  $D = 1,2$  м, тоді її висота складе:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}; \quad (2.48)$$

$$H = \frac{2,62}{0,785 \cdot 1,2^2} = 2,32 \text{ м.}$$

Далі виконуємо розрахунок і вибір насоса для подачі абсорбенту в абсорбер. Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводів приймемо однакову швидкість плинину рідини, що дорівнює  $w = 5$  м/с.

Діаметр трубопроводу визначаємо за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.49)$$

де  $V$  – об'ємна витрата абсорбенту, м<sup>3</sup>/с.

$$d = \sqrt{\frac{0,318}{0,785 \cdot 5}} = 0,285 \text{ м.}$$

Приймаємо  $Dy = 0,3 \text{ м.}$

Визначаємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho_p}{\mu}; \quad (2.50)$$

$$\text{Re} = \frac{5 \cdot 0,3 \cdot 998}{4,5 \cdot 10^{-3}} = 332667,$$

тобто режим турбулентний. Абсолютну шорсткість трубопроводу приймаємо  $\Delta = 2 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$

Тоді:

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,3} = 6,67 \cdot 10^{-4}.$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = 1500; 10 \cdot \frac{1}{e} = 15000; \text{Re} > 10 \cdot \frac{1}{e}.$$

Для зони, автомодельної по відношенню до  $\text{Re}$ :

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}; \quad (2.51)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (6,67 \cdot 10^{-4})^{0,25} = 0,018.$$



Далі визначаємо суму коефіцієнтів місцевих опорів окремо для всмоктуючої і нагнітальної ліній.

Для всмоктуючої лінії: вхід у трубу (приймаємо з гострими краями)  $\xi_1 = 0,5$ ; 2 коліна з кутом  $90^\circ$   $\xi_2 = 2 \cdot 1,1 = 2,2$ .

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2;$$

$$\Sigma \xi = 0,5 + 2,2 = 2,7.$$

Для нагнітальної лінії: вентиля прямоточні, 2 шт.  $\xi_1 = 2 \cdot 0,65 = 1,3$ ; 3 коліна з кутом  $90^\circ$   $\xi_2 = 3 \cdot 1,1 = 3,3$ ; вихід із труби  $\xi_3 = 1$ .

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3;$$

$$\Sigma \xi = 1,3 + 3,3 + 1 = 5,6.$$

Втрачений напір у всмоктуючій лінії знаходимо за формулою:

$$h_{П.ВС.} = \left( \lambda \cdot \frac{l}{d_E} + \Sigma \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (2.52)$$

де  $l, d_E$  – відповідно довжина і еквівалентний діаметр трубопроводу, м.

$$h_{П.ВС.} = \left( 0,018 \cdot \frac{8}{0,3} + 2,7 \right) \cdot \frac{5^2}{2 \cdot 9,81} = 4 \text{ м.}$$

Втрачений напір в нагнітальній лінії знаходимо за формулою (2.52):

$$h_{П.НАГ.} = \left( 0,018 \cdot \frac{12}{0,3} + 5,6 \right) \cdot \frac{5^2}{2 \cdot 9,81} = 8 \text{ м.}$$

Загальні втрати напору:

$$h_{\Pi} = h_{\Pi.BC.} + h_{\Pi.HAF.}; \quad (2.53)$$

$$h_{\Pi} = 4 + 8 = 12 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насоса за рівнянням:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho_p \cdot g} + H_{\Gamma} + h_{\Pi}, \quad (2.54)$$

де  $(P_2 - P_1)$  – різниця тисків в апараті і в ємності, із якої подається рідина;

$H_{\Gamma}$  – геометрична висота підйому рідини.

$$H = \frac{0,5}{998 \cdot 9,81} + 10 + 12 = 22 \text{ м.}$$

Корисну потужність насоса визначаємо за рівнянням:

$$N_{\Pi} = \rho_p \cdot g \cdot Q \cdot H, \quad (2.55)$$

де  $Q$  – подача (витрата), м<sup>3</sup>/с;

$H$  – напір насоса.

$$N_{\Pi} = 998 \cdot 9,81 \cdot 0,318 \cdot 22 = 68,5 \text{ Вт.}$$

Потужність, яку повинен розвивати електродвигун насоса на вихідному валу при сталому режимі роботи:

$$N = \frac{N_{II}}{\eta_{пер} \cdot \eta_n}, \quad (2.56)$$

де  $\eta_n, \eta_{пер}$  – коефіцієнти корисної дії відповідно насоса і передачі від електродвигуна до насоса. Приймаємо  $\eta_n = 0,6$  і  $\eta_{пер} = 1$  [11].

Отримуємо:

$$N = \frac{68,5}{1 \cdot 0,6} = 114,2 \text{ Вт.}$$

Вибираємо відцентровий насос марки ЦНС 12-40 з такими параметрами: об'ємна подача насоса 1200 м<sup>3</sup>/год.; напір насоса 40 м; потужність, споживана насосом 3,7 кВт; частота обертання 1400 об/хв.

## РОЗДІЛ 3

### ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

#### 3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13, 14]

Сталь, яка має високу стійкість до вуглекислого газу, зазвичай містить спеціальні легуючі елементи або має особливий хімічний склад для підвищення корозійної стійкості у середовищі, насиченому вуглекислим газом. Деякі типи сталей та сплавів можуть бути особливо ефективними у вуглекисловмісних умовах. Розглянемо кілька типів сталей, які можуть мати підвищену стійкість до вуглекислого газу:

- 1. Нержавіюча сталь.** Нержавіючі сталі мають велику стійкість до корозії, в тому числі в умовах, де присутні вуглекислий газ.
- 2. Сталі з високим вмістом хрому.** Леговані сталі з високим вмістом хрому можуть мати покращену корозійну стійкість у вуглекисловмісних середовищах.
- 3. Дуплексні сталі.** Дуплексні сталі, такі як 2205, мають високу міцність та стійкість до корозії, включаючи умови, пов'язані з вуглекислим газом.
- 4. Спеціалізовані леговані сталі.** Деякі високоміцні та леговані сталі можуть бути спеціально розроблені для використання в агресивних вуглекисловмісних умовах.

Важливо враховувати, що вибір конкретного типу сталі буде залежати від конкретних умов експлуатації, таких як температура, тиск, концентрація вуглекислого газу та інші фактори.

Використання корозійностійкої сталі аустенітного класу, такої як 12X18H10T, є розумним вибором в абсорберах, де виникають агресивні корозійні умови через взаємодію з кислими компонентами.

Сталь 12X18H10T може працювати в значно ширшому температурному діапазоні, від  $-256^{\circ}\text{C}$  до  $+525^{\circ}\text{C}$  для корпусних елементів і до  $600^{\circ}\text{C}$  для внутрішніх

пристроїв, що дозволяє використовувати його в різних умовах і процесах. Вона має хороші механічні властивості, що важливо для забезпечення міцності та довговічності апарату. Ця сталь також добре піддається зварюванню, що спрощує процес монтажу і обслуговування. Вона є стійкою до корозії в біологічних середовищах, що є важливим в багатьох хімічних процесах.

Вибір конструкційної сталі 20 для матеріалів зовнішнього оснащення, арматури, кріпильних елементів та інших компонентів, які не мають контакту з робочим середовищем, може бути розумним з певних причин:

1. Сталь 20 є відносно дешевою і доступною, що дозволяє знижувати вартість виробництва та проекту.
2. Ця сталь має добру оброблюваність, що полегшує обробку та виготовлення різних деталей та компонентів.
3. Сталь 20 має досить високі фізико-механічні властивості, що забезпечує необхідну міцність та довговічність для багатьох зовнішніх деталей.
4. Сталь 20 широко використовується в будівництві та інших галузях завдяки її загальній використовуваності, що робить її легко доступною.

При виборі прокладкового матеріалу для абсорбера, важливо враховувати робоче середовище, температурні умови, тиск і хімічну сумісність з реагентами, які використовуються в процесі. Розглянемо декілька можливих прокладкових матеріалів:

1. Гумові прокладки. Гумові матеріали, такі як нітриль, епідерміс або вітон, можуть бути використані для прокладок у випадках, коли робоче середовище не містить агресивних хімічних сполук і не вимагає високої температурної стійкості.
2. Пароніт (без асбесту). Існують безасбестові варіанти пароніту, які можуть бути використані для прокладок. Вони можуть бути відмінним вибором для робочих середовищ з помірною хімічною агресією та низьким тиском.
3. Фторопласт. Матеріали на основі фторопласту, такі як PTFE (політетрафторетилен), відомі своєю високою хімічною стійкістю і можуть бути використані для прокладок у хімічних процесах. Вони володіють хоро-

шою термічною стійкістю та відмінними властивостями антипригарного ковзання.

4. Силіконові прокладки. Силіконові матеріали можуть бути використані в діапазоні температур від низьких до помірних та мають хорошу відповідність для деяких хімічних реагентів.

У нашому випадку вибираємо безасбестовий пароніт. Це модифікований пароніт, який не містить асбесту у своєму складі, але все ще має подібні характеристики і властивості до традиційного пароніту. Він створюється шляхом заміни асбесту іншими волокнами або матеріалами, які не мають канцерогенних властивостей та є менш шкідливими для здоров'я та навколишнього середовища.

### 3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність [13, 14]

Знаходимо величину нормативної допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі:  $\sigma^* = 202$  МПа.

Допустиме напруження:

$$[\sigma] = \sigma^* \cdot \eta, \quad (3.1)$$

де  $\eta = 1$  – поправковий коефіцієнт для листового прокату.

$$[\sigma] = 202 \cdot 1 = 202 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\sigma]_{II} = \frac{\sigma_T^{20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де  $\sigma_T^{20} = 280$  МПа – межа плинності сталі 20 при температурі 20°C.

$$[\sigma]_{II} = \frac{280}{1,1} = 254,5 \text{ МПа.}$$

Далі визначаємо розрахунковий тиск:

$$P_p = P + P_G, \quad (3.3)$$

де  $P = 2,0 \text{ МПа}$  – робочий тиск;

$P_G$  – гідростатичний тиск середовища, МПа.

Гідростатичний тиск середовища визначаємо як:

$$P_G = g \cdot \rho_p \cdot H_p; \quad (3.4)$$

$$P_G = 9,81 \cdot 998 \cdot 11,5 = 0,1 \text{ МПа};$$

$$P_p = 2,0 + 0,1 = 2,1 \text{ МПа.}$$

Оскільки розрахунковий тиск більший за 0,5 МПа, то пробний тиск при гідравлічних випробуваннях визначаємо за рівнянням:

$$P_{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot P_p \cdot [\sigma]_{20}}{[\sigma]}, 0,2 \right\}, \quad (3.5)$$

де  $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 196 \text{ МПа}$  – допустиме напруження сталі 20 при 20°C.

$$P_{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot 2,1 \cdot 196}{202} = 2,55 \right\} = 2,55 \text{ МПа.}$$

Розрахункова товщина циліндричної обичайки (рис. 3.1):

$$S_p^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_p} \\ \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_H - P_H} \end{array} \right\}; \quad (3.6)$$

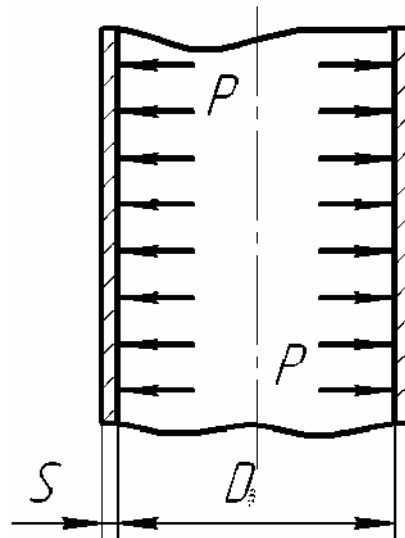


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

де  $\varphi = 1$  – коефіцієнт міцності зварних швів із двостороннім суцільним проваром, виконаних автоматичним або напівавтоматичним зварюванням.

$$S_p^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{2,1 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 2,1} = 11,5 \\ \frac{2,55 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 2,55} = 11,1 \end{array} \right\} = 11,5 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_H \geq S_p^H + c, \quad (3.7)$$

де  $c$  – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:



$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.8)$$

$c_1$  – прибавка для компенсації корозії та ерозії, мм;

$c_2$  – прибавка для компенсації мінусового допуску, мм;

$c_3$  – технологічна прибавка, мм.

Приймаємо, що  $c_2 = c_3 = 0$ . Прибавку для компенсації корозії та ерозії визначаємо за рівнянням:

$$c_1 = \Pi \cdot \tau, \quad (3.9)$$

де  $\Pi = 0,1$  мм/рік – проникність матеріалу;

$\tau = 15$  років – термін служби апарата.

$$c = c_1 = 0,1 \cdot 15 = 1,5 \text{ мм};$$

$$S_{II} = 11,5 + 1,5 = 13 \text{ мм}.$$

Приймаємо зі стандартного ряду  $S_{II} = 14$  мм.

Розрахункова товщина еліптичного днища (рис. 3.2):

$$S_P^E = \max \left\{ \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_P}, \frac{P_{II} \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_{II} - 0,5 \cdot P_{II}} \right\}; \quad (3.10)$$

$$S_P^E = \max \left\{ \frac{2,1 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 0,5 \cdot 2,1} = 11,5, \frac{2,55 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 0,5 \cdot 2,55} = 11,1 \right\} = 11,5 \text{ мм}.$$

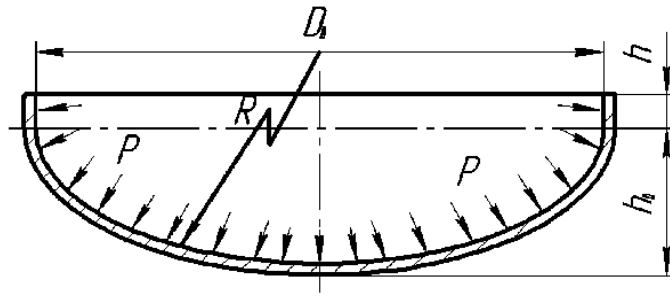


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичного днища

Виконавча товщина еліптичного днища складе:

$$S_E \geq S_P^E + c; \quad (3.11)$$

$$S_E = 11,5 + 1,5 = 13 \text{ мм.}$$

Так само приймаємо  $S_E = 14 \text{ мм.}$

Загальна маса насадкового абсорбера складається з маси корпусу апарата, шару насадки, тарілок, днищ:

$$M_a = 1,05 \cdot (M_k + M_n + M_m + 2 \cdot M_{\text{дн}}). \quad (3.12)$$

Масу корпусу апарата розраховуємо за рівнянням:

$$M_k = H_k \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \left( (D + 2 \cdot S)^2 - D^2 \right) \cdot \rho_{\text{ст}}, \quad (3.13)$$

де  $H_k$  – висота циліндричної частини корпусу колони;  $H_k = 12 \text{ м;}$

$D$  – діаметр апарата;  $D = 2,2 \text{ м;}$

$S$  – товщина стінки корпусу;  $S = 0,014 \text{ м;}$

$\rho_{\text{ст}}$  – щільність сталі;  $\rho_{\text{ст}} = 7800 \text{ кг/м}^3$ .

$$M_k = 12 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot \left( (2,2 + 2 \cdot 0,014)^2 - 2,2^2 \right) \cdot 7800 = 9110 \text{ кг.}$$

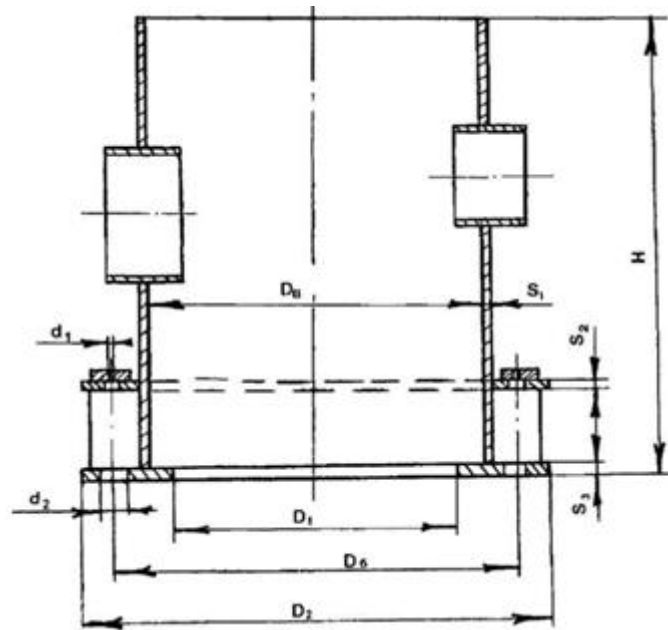


Рисунок 3.3 – Розрахункова схема циліндричної опори для колонного апарата

Маса розподільної тарілки становить 34 кг, а маса перерозподільної тарілки дорівнює 40,8 кг. Масу шару насадки розраховуємо за рівнянням:

$$M_n = H_n \cdot \pi \cdot R^2 \cdot \rho_n, \quad (3.14)$$

де  $H_n$  – висота насадки;  $H_n = 6$  м;

$\rho_n$  – насипна щільність керамічної насадки (кільця Палля розміром 35×35×4 мм);

$$\rho_n = 450 \text{ кг/м}^3.$$

$$M_n = 6 \cdot 3,14 \cdot 1,1^2 \cdot 450 = 10258 \text{ кг}.$$

Маса еліптичного днища, а відповідно і кришки, становить 631,6 кг. Таким чином, загальна маса насадкового абсорбера складе:

$$M_a = 1,05 \cdot (9110 + 10258 + 34 + 40,8 + 2 \cdot 631,6) = 21740 \text{ кг}.$$

Масу води в апараті при гідро випробуваннях можна розрахувати за залежністю:

$$M_{\text{в}} = V_{\text{в}} \cdot \rho_{\text{в}} ; \quad (3.15)$$

$$V_{\text{в}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} \cdot 12 = 45,6 \text{ м}^3;$$

$$M_{\text{в}} = 45,6 \cdot 1000 = 45600 \text{ кг.}$$

Тоді максимальна вага апарату (в режимі гідровипробувань) складе:

$$Q_{\text{max}} = (M_{\text{а}} + M_{\text{в}}) \cdot g ; \quad (3.16)$$

$$Q_{\text{max}} = (21740 + 45600) \cdot 9,81 = 660605 \text{ Н.}$$

Приймаємо товщину циліндричної стінки опори  $S = 8$  мм.

За розрахованим навантаженням вибираємо циліндричну опору з числом болтів  $Z = 12$  (М40). Висоту опори з конструктивних міркувань приймаємо рівною  $H = 2500$  мм (див. рис. 3.3).

## РОЗДІЛ 4

### БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

#### 4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [15]

Компоновання виробництва – це стратегічне планування та організація розміщення технологічного устаткування та інфраструктури в промисловому приміщенні з метою забезпечення ефективного та безпечного виробничого процесу. Основні аспекти цього процесу включають:

- вибір оптимальних місць для розташування ключового устаткування, щоб забезпечити ефективний та логічний потік виробничого процесу;
- врахування вимог до безпеки для забезпечення нормальної експлуатації устаткування та забезпечення безпечного доступу до нього для обслуговування та ремонту;
- створення умов для швидкого та зручного монтажу нового устаткування, а також проведення ремонтних робіт без перешкод для виробничого процесу;
- використання стандартизованих елементів та конструкцій для спрощення будівництва, зменшення часу, необхідного для компоновання, та оптимізації витрат;
- врахування ергономічних принципів для створення зручних та ефективних робочих просторів для персоналу;
- застосування сучасних технологій та уніфікація для підвищення продуктивності та зниження витрат.

Визначаючи рівень вогнезахисту будівель і споруд, застосовується п'ятирівнева класифікація, що базується на двох ключових параметрах. Це стандартний метод оцінки вогнестійкості, що надає зрозумілу структуру для оцінки та розподілу ризиків у разі пожежі.

Перший параметр, група займистості застосовуваних будівельних матеріалів, розділяється на три категорії: негорючі матеріали, вогнестійкі матеріали та горючі матеріали. Негорючі матеріали, такі як сталь та бетон, практично не горять, тоді як вогнестійкі матеріали можуть сповільнювати поширення вогню. Горючі матеріали, навпаки, швидко піддаються горінню.

Другий параметр, межа вогнестійкості окремих конструктивних елементів, визначається часом вогнестійкості. Це період, на протязі якого конструкція може утримувати стійкість та несучі можливості під впливом вогню. Наприклад, стіни або перекриття можуть мати визначений час вогнестійкості, що визначається з метою забезпечення безпеки будівлі та її мешканців під час пожежі.

Такий двопараметричний підхід до класифікації дозволяє ретельно оцінювати вогнезахист будівель, що важливо для забезпечення безпеки та ефективного управління ризиками.

Промислові будівлі та споруди також розділяються на три основні категорії за поверховістю: одноповерхові, багатоповерхові та комбіновані. Одноповерхові промислові споруди в останні роки набули значного попиту через їхню економічність та практичність. Це зумовлено тим, що горизонтальне переміщення сировини та напівфабрикатів виявляється значно більш вигідним порівняно з багаторазовим вертикальним транспортуванням. Крім того, такий підхід знімає потребу в витратному проектуванні сходів і підйомників, а також зменшує вартість стін і фундаментів, що є значущим фактором порівняно з багатоповерховими будівлями. Використання природної вентиляції допомагає поліпшити якість повітряного середовища, що важливо для забезпечення здоров'я працюючих.

Проте, вартість опалення в одноповерхових будівлях може бути вищою, оскільки збільшується площа тепловтрат та використовувана територія. Такі витрати потрібно враховувати під час проектування та експлуатації, щоб забезпечити оптимальний баланс між економічністю та комфортом.

При визначенні місця розташування хімічного устаткування виокремлюють три основних варіанти компоновки:

1. Закритий варіант – розміщення в промислових будівлях. Включає в себе установки, розташовані в закритих спеціально обладнаних приміщеннях. Забезпечує додатковий захист від небезпеки для персоналу та навколишнього середовища. Застосовується там, де важливо уникнути впливу негативних факторів довкілля.
2. Відкритий варіант – розташування на відкритих залізобетонних постаментях. Включає в себе встановлення обладнання безпосередньо на відкритих площадках або підставках. Забезпечує зручний доступ для обслуговування та може бути економічно вигідним. Характерний для об'єктів, де можливість впливу негативних факторів на обладнання не є вирішальною проблемою.
3. Змішаний варіант – це комбінація відкритих та закритих компонентів. Включає в себе елементи хімічного устаткування, які розміщені в закритих спорудах, а інші – на відкритих площадках або постаментах. Забезпечує оптимальний баланс між безпекою та ефективністю експлуатації, враховуючи конкретні вимоги технологічного процесу та вплив на довкілля.

У закритому варіанті велике значення мають правильно запроектовані об'ємно-планувальні та конструктивні рішення промислових будівель, оскільки від них значною мірою залежать можливості розташування технологічного устаткування, рівень організації технологічних процесів, комплексної механізації і власне, автоматизації виробництва. При проектуванні необхідно передбачати розвиток підприємства (вдосконалення технологічних процесів та обладнання) на досить тривалу перспективу.

У нашому випадку оптимальним варіантом компоновки є поєднання різних підходів. Зокрема, відділення очищення газоповітряної суміші від домішок двоокису вуглецю буде розташована на відкритому майданчику, в той час як інше устаткування буде розміщене під навісом. Такий підхід до розміщення колонних

апаратів сприятиме зниженню поверховості будівельної конструкції, що є ключовим фактором раціональної організації простору.

У результаті цього розташування та групування обладнання спільно з будівельними конструкціями, визначеними принципами компоновання, утворюють функціональні виробничі приміщення. У загальному випадку в цеху можна виділити три типи виробничих приміщень:

- основні, які призначені для основних технологічних операцій;
- допоміжні, які забезпечують технологічний процес необхідними матеріалами та ресурсами;
- обслуговуючі, які включають в себе приміщення для обслуговування обладнання та технічного персоналу.

Такий баланс функціональних зон сприяє ефективності виробничих процесів.

#### **4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера [16, 17]**

Встановлення колонних апаратів на промислових об'єктах є вельми складним завданням, і розташування обладнання на відкритому майданчику на певних відмітках від поверхні землі вимагає ретельного підходу як з точки зору технічних аспектів, так і організаційних заходів. Забезпечення надійного та безпечного монтажу є важливою передумовою для успішної експлуатації.

Необхідно надавати особливу увагу контрольним зборам, правильному маркуванню та визначенню ризиків з метою полегшення процесу монтажу та гарантування коректного з'єднання деталей. Здійснення монтажних робіт відповідно до встановлених стандартів та безпечних практик є ключовим етапом, особливо в умовах промислових споруд, де безпека та надійність відіграють вирішальну роль.



Організація правильного монтажу апаратів на відкритому майданчику включає в себе врахування всіх технічних деталей та ефективне управління ризиками, що дозволяє уникнути можливих проблем та забезпечити оптимальну ефективність виробничого процесу.

За необхідності розбирання апарата для транспортування, це також вимагає великої уваги до деталей та правильної документації для збирання на монтажному майданчику. Такий підхід спрощує роботу монтажних бригад та зменшує ризики пошкодження або помилок під час монтажу.

Проектування трубопроводів є важливим етапом в процесі створення хімічного обладнання та інженерних систем для транспортування і обробки різних речовин. Виправлення трубопроводів має бути грамотно відпрацьоване для забезпечення безпеки, ефективності та надійності експлуатації.

Під час розробки схеми трубопроводів важливо враховувати фізико-хімічні властивості речовин, які будуть транспортуватися, а також дані, отримані на етапі розрахунку апаратного оформлення процесу. Це дозволяє правильно підібрати матеріали труб, їх діаметри, тиск та температурний режим.

Залежно від призначення та характеристик перекачуваних речовин, трубопроводи поділяються на групи. Це важливо для визначення вимог до матеріалів та безпекових заходів. При трасуванні трубопроводів важливо враховувати низку факторів, таких як ефективність, безпека, зручність обслуговування і т. д. Пряма прокладка «від штуцера до штуцера» допускається лише у виняткових випадках, коли інші варіанти неможливі. Шлангові труби слід прокладати так, щоб вони були якнайкоротшими і не перетинали обслуговуючі майданчики апарату.

Треба враховувати технологічні особливості об'єкта і процесу. Наприклад, шланги мають бути розташовані з урахуванням можливих вібрацій та впливу токсичних речовин.

Правила трасування трубопроводів є важливими для забезпечення безпеки та ефективності експлуатації систем транспортування різних речовин:

1. Трубопроводи мають бути розташовані в одному пучку, де перетини труб мають просту форму, такі як горизонтальні або вертикальні ряди. Це дозволяє легше обслуговувати фланцеві з'єднання та інші пристрої.

2. Гарячі трубопроводи, які працюють при підвищених температурах, мають бути розміщені на відстані 3–5 діаметрів труби. Для компенсації температурних напружень на довгих гарячих трубопроводах може бути необхідно використовувати П-подібні ділянки.

3. Для запобігання гідравлічним ударам на довгих трубопроводах слід передбачити можливість відведення рідини з мішків. На газопроводах також необхідно встановлювати дренажні трубки для відведення конденсату.

4. За необхідності, трубопроводи повинні бути теплоізованими. Це допомагає підтримувати температурний режим роботи і запобігає втраті тепла.

Використання монтажних стендів і упорів для підйому та установки окремих блоків апарату є важливим елементом. Це допомагає забезпечити рівномірний підйом і уникнути пошкоджень під час монтажу. Розроблення конкретного технологічного процесу для монтажу кожного апарату є важливим. Враховуючи вагу та розміри апаратів, такі процеси повинні бути ретельно сплановані.

Монтаж апаратів на великих висотах вимагає додаткових заходів безпеки та засобів захисту. Робочі площадки, засоби захисту від падіння та інші заходи повинні бути введені для забезпечення безпеки працівників.

Синхронізація та контроль під час підйому та установки допомагають уникнути помилок та пошкоджень. Контроль розміщення та рівномірності апарату – ключовий елемент монтажу.

Ремонт насадкової колони визнають важливим завданням, яке спрямоване на забезпечення її надійної роботи та продовження терміну служби. Оновлення колони має відповідати високим технічним стандартам і вимогам, забезпечуючи не лише оптимальну функціональність, але й безпечність під час експлуатації.

Під час проведення ремонтних робіт важливо здійснювати комплексну перевірку всіх елементів насадкової колони, гарантуючи їхню відповідність норма-

тивам і вимогам. Технічні удосконалення та відновлення зношених частин забезпечують оптимальну продуктивність та довговічність обладнання.

Забезпечення високого стандарту безпеки під час експлуатації відремонтованої насадкової колони визначається дотриманням усіх встановлених норм і протоколів безпеки. Ремонт включає в себе не лише виправлення існуючих проблем, але й впровадження нових технологій та рішень для підвищення загальної ефективності обладнання.

Ремонт суцільнозварних колон може бути складним і вимагає дотримання великої кількості технічних норм і процедур. Якщо під час огляду було виявлено зношені або пошкоджені деталі, такі як штуцери або люки, їх необхідно вирізати і замінити новими. Під час заміни слід встановлювати зміцнюючі кільця для покращення міцності з'єднань.

Фактичну товщину стінки корпусу апарата слід виміряти і перевірити на відповідність нормам та стандартам. У залежності від ступеня зношеності може знадобитися заміна деяких ділянок корпусу. Пошкоджені ділянки корпусу слід виправити шляхом вирізування дефектів, зачищення і після цього зварювання нових деталей або ремонтних зварних швів. Дотримання вимог щодо якості зварювання має велике значення для безпеки і надійності апарата.

Під час ремонту дефектних ділянок корпусу може знадобитися зміцнення шляхом встановлення стійок і перетинів, що підтримують міцність та стійкість конструкції. Важливо здійснювати контроль якості зварювання і ремонту, використовуючи методи, такі як магнітна або ультразвукова дефектоскопія. Це допоможе переконатися, що всі зварні шви є надійними і не мають дефектів.

Усі поверхні металу мають бути добре очищені від корозії, фарби або інших дефектів під час ремонту. Це забезпечить максимальну міцність і надійність зварних швів. Під час ремонту слід вимірювати глибину пошкодження деталей і дотримуватися встановлених норм щодо допустимої глибини пошкоджень.

Під час ремонту важливо використовувати якісні матеріали, засоби зварювання та інструменти, щоб забезпечити найкращу якість робіт.

При кожному ремонті проводиться вимірювання фактичної товщини стінки корпусу експлуатованого колонного апарату. Для заміни найбільш зношених ділянок корпусу колони вони вирізаються, а на їх місце встановлюють нові ділянки, які заздалегідь звальцовані по радіусу колони. Зварювання виконують встик. Однак вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину та порушення стійкості. Тому перед вирізанням дефектної ділянки застосовують зміцнення за допомогою стійок, які встановлюють всередині або зовні корпусу (рис. 4.1).

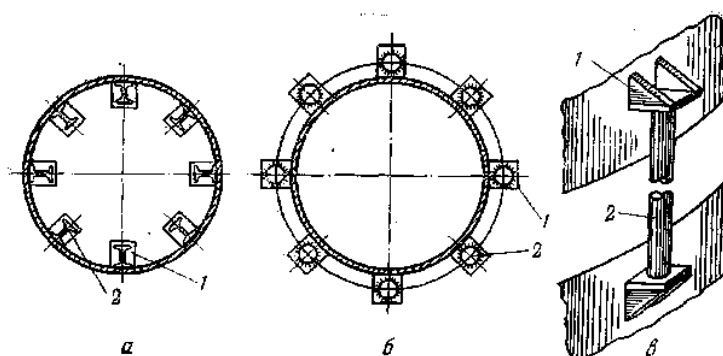


Рисунок 4.1 – Посилення колони в місцях вирізаних поясів:

а – внутрішніми стійками; б – зовнішніми стійками; в – схема кріплення стійки;

1 – лапа; 2 – стійка

## РОЗДІЛ 5

### ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

#### 5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу [18]

Впровадження ефективного процесу очищення газу від діоксиду вуглецю водою вимагає систематичного контролю над різноманітними фізичними, хімічними та технологічними параметрами. Забезпечення оптимальної продуктивності та досягнення поставлених цілей вимагає точного регулювання кількох аспектів процесу. Надзвичайно важливим етапом контролю є точне вимірювання концентрації діоксиду вуглецю в вхідному газі. Це ключовий показник для забезпечення ефективного видалення  $\text{CO}_2$  з газового потоку та оптимального управління процесом абсорбції. Для досягнення цього мети використовуються різноманітні методи та спеціалізовані прилади.

Контроль за фізичними параметрами, такими як температура та тиск, грає важливу роль у створенні оптимальних умов для реакції між  $\text{CO}_2$  та водою. Регулювання кількості використовуваної води також виявляється значущим фактором для забезпечення ефективного очищення газу. Крім того, важливо враховувати хімічні параметри, зокрема вибір та дозування хімічних реагентів, які використовуються для зниження концентрації  $\text{CO}_2$ . Це сприяє оптимізації хімічних реакцій та забезпечує максимальну ефективність процесу.

Загалом, інтегрований підхід до контролю різних параметрів у процесі очищення газу від діоксиду вуглецю водою дозволяє забезпечити ефективність системи та виконання заданих завдань.

Газові аналізатори, зокрема газові хроматографи, представляють собою одні з найточніших та широко поширених засобів для вимірювання концентрації діоксиду вуглецю в газовій фазі. Ці пристрої використовуються для розділення компонентів газу та визначення їхньої концентрації, використовуючи різні типи детекторів, таких як теплові або електронні детектори.

Електрохімічні сенсори є електронними пристроями, які реагують на наявність сірководню в газовому потоці та генерують відповідний сигнал. Ці сенсори широко використовуються у мобільних газових детекторах, призначених для моніторингу безпеки на різних місцях.

Фотометричні методи вимірюють поглинання світла в видимому або ультрафіолетовому спектрі. За допомогою зміни поглинання можна визначити концентрацію сірководню в газовому потоці. Ці методи є ефективними та чутливими для виявлення навіть невеликих змін у концентрації сірководню, забезпечуючи точні та достовірні результати вимірювань.

Кожен з цих методів має свої переваги та обмеження, і вибір конкретного типу аналізатора залежить від конкретних вимог дослідження чи виробництва. Застосування сучасних технологій аналізу газів сприяє не лише точній вимірюваності, але й швидкому реагуванню на зміни в концентрації газів у реальному часі.

Зміна тиску в насадковій колоні впливає на фазові стани рідини і газу, а також на розчинність діоксиду вуглецю в рідині. Ефективне регулювання тиску грає ключову роль у досягненні оптимальної продуктивності та результатів у процесі абсорбції діоксиду вуглецю. Підвищення тиску може призвести до збільшення кількості компонентів газу, які можуть бути розчинені в рідині.

Цей ефект пояснюється збільшенням концентрації молекул газу в газовій фазі при збільшенні тиску. Збільшена концентрація сприяє підвищенню розчинності цих молекул у рідині. Отже, зі збільшенням тиску розчинність діоксиду вуглецю також збільшується, що створює сприятливі умови для більш ефективного розчинення сірководню у воді.

Оптимальне регулювання тиску важливе не лише для забезпечення ефективного процесу абсорбції, але й для збереження енергетичних ресурсів та зниження витрат. З урахуванням цього ефекту на розчинність, технічно обґрунтоване підтримання тиску стає важливою складовою успішної експлуатації систем очищення газу від діоксиду вуглецю водою.

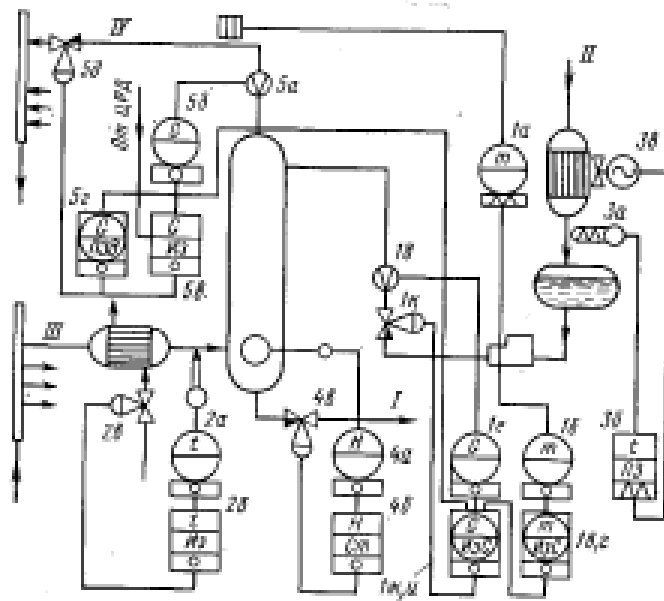


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного керування процесом абсорбції:

I – насичений абсорбент; II – зрошення колони;

III – ненасичений абсорбент; IV – очищена суміш

Газоповітряна суміш, забруднена  $\text{CO}_2$ , контактує з водою у насадковій колоні. Діоксид вуглецю розчиняється в рідині, утворюючи розчин у воді. Для досягнення заданого ступеня очищення газу від  $\text{CO}_2$  встановлено систему автоматичного керування. Вона регулює витрату абсорбенту (води) відповідно до вимог щодо концентрації  $\text{CO}_2$  в очищеному газі.

Система включає датчик для моніторингу поточної концентрації  $\text{CO}_2$  в газоповітряній суміші. Цей датчик надсилає сигнал ПІ-регулятору на основі замірів концентрації  $\text{CO}_2$  в газі. ПІ-регулятор (ПР3.21) і ПІ-регулятор співвідношення (ПР3.24), які використовуються для регулювання витрати абсорбенту та забезпечення, щоб концентрація  $\text{CO}_2$  була на заданому рівні. Щоб встановити бажану концентрацію  $\text{CO}_2$ , слід використовувати ручний задатчик вторинного приладу.

Звідси видно, що дана система керування регулює витрату абсорбенту таким чином, щоб забезпечити заданий рівень очищення газу від  $\text{CO}_2$ . Це дозволяє досягнути ефективності процесу при мінімальних витратах енергії та матеріалів та дотримуватися стандартів якості продукції та безпеки.

## 5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації [18, 19]

Вибір автоматизаційних пристроїв вимагає уважної уваги до факторів, що гарантують їх ефективність та безперебійну роботу в конкретних умовах. На перше місце виноситься використання засобів автоматизації, які є вже серійно виготовленими та встановили себе як надійні в різних застосуваннях. Важливо, щоб ці пристрої були легко доступні для виробництва або можливості їх закупівлі на території України.

Обрані пристрої повинні відповідати вимогам необхідного діапазону вимірювань, забезпечуючи точні та надійні результати. Врахування пожежонебезпеки у виробничому процесі викликає обґрунтоване уникання застосування пневматичних пристроїв, забезпечуючи тим самим високий рівень безпеки у робочому середовищі.

Для ефективного проведення, контролю та регулювання процесу обрано пристрої, які належать до категорії надійних та сучасних рішень в сфері автоматизації. Це гарантує оптимальну працездатність обладнання та сприяє підтримці стабільності виробничого процесу. Узгоджений та обґрунтований вибір приладів для автоматизації визначає високий ступінь ефективності та надійності всього виробничого процесу.

Серія вимірювальних перетворювачів температури фірми SIEMENS, відома як SITRANS T, визначається високою якістю та універсальністю своєї дії. Застосовані термоперетворювачі опору і термопари, представлені у цьому сімействі, забезпечують надійне та точне вимірювання температури в різних умовах, включаючи найекстремальніші умови роботи. Ці датчики знаходять своє використання в різних галузях промисловості, таких як хімічна, фармацевтична, харчова, енергетична та інші.

Один з представників цієї серії – перетворювач SITRANS T TW – є універсальним та ефективним засобом контролю температури. Він оснащений виходом 4–20 мА + HART, що дозволяє використовувати його у різних автоматизованих



системах. Програмування цього перетворювача можливе за допомогою ПК, що спрощує його налаштування та інтеграцію у виробничий процес.

Важливим аспектом є доступність варіантів термометрів з цифровою індикацією показань, що сприяє зручній візуалізації температурних даних. Крім того, пристрої в серії SITRANS T можуть бути виконані у вибухозахищеному виконанні, що робить їх безпечними для використання в потенційно небезпечних середовищах.

Такий широкий спектр можливостей і адаптивність до різних умов забезпечують високу популярність та ефективність вимірювальних перетворювачів температури SIEMENS SITRANS T у промисловості.

Сімейство витратомірів SITRANS F від SIEMENS вирізняється високою ефективністю та надійністю вимірювань витрати для різних середовищ. Застосовуючи сучасні та перевірені часом методи вимірювань, ці витратоміри стають відмінним рішенням для точного контролю витрати різноманітних рідин та суспензій.

Представником цього сімейства є перетворювач SITRANS F серії M Magflo, який базується на принципі магнітоіндукційного вимірювання витрати. Цей витратомір знаходить своє використання для точного вимірювання витрати електропровідних рідин і суспензій. Основні особливості SITRANS F Magflo включають:

1. Магнітоіндукційний принцип вимірювань – забезпечує точні та стабільні результати вимірювань в широкому діапазоні робочих умов.
2. Вимірювання електропровідних рідин і суспензій – забезпечує універсальність застосування в різноманітних галузях, де необхідно вимірювати витрату рідин з різними властивостями.
3. Надійність та довговічність – висока якість матеріалів та технології виготовлення роблять цей витратомір надійним та довговічним засобом вимірювань.
4. Широкий діапазон вимірювань – забезпечує гнучкість в забезпеченні вимірювань в різних умовах експлуатації.

Застосування сучасних технологій та перевірених рішень дозволяє витрато-мірам SITRANS F забезпечувати точність та надійність вимірювань, відповідаючи високим вимогам різних галузей промисловості.

Сімейство рівнемірів SIEMENS в рамках гама SITRANS L створено для ефективного контролю рівня як рідких, так і сипких середовищ, надаючи рішення для широкого спектра завдань у вимірюванні та моніторингу рівня рідин і твердих матеріалів. Один з універсальних сигналізаторів граничного рівня з цієї серії – Pointek CLS 200 – вирізняється високою хімічною стійкістю та універсальністю застосування. Він застосовує принцип ємнісного вимірювання для точного визначення рівня рідин або сипких матеріалів. Забезпечує можливість використання в різноманітних умовах та середовищах, що дозволяє вирішувати різні завдання контролю рівня. Підходить для застосування в агресивних хімічних середовищах, що робить його відмінним рішенням для промислових об'єктів з вимогами до стійкості.

Гама рівнемірів SIEMENS в серії SITRANS L відзначається технологічною передовістю та високим стандартом якості, що робить її популярним вибором для завдань контролю рівня в різних галузях промисловості.

Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P від SIEMENS призначено для точного вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного та диференціального тиску у рідких, газових і пароподібних середовищах. Також вони використовуються для вимірювання гідростатичного рівня рідини у ємностях. Одним з представників цього сімейства є перетворювач SITRANS P серії ZD, що є перетворювачем надлишкового та абсолютного тиску із цифровим індикатором.

Основні характеристики перетворювача SITRANS P серії ZD:

- забезпечує точне вимірювання тиску в різних умовах експлуатації;
- наявність цифрового індикатора спрощує візуалізацію та моніторинг тисків, що робить процес контролю більш ефективним;
- застосовується для вимірювання тиску у різних середовищах та галузях промисловості;

- висока якість матеріалів і технологій виготовлення роблять цей перетворювач надійним та стійким у роботі.

Перетворювачі SITRANS P серії ZD дозволяють отримувати точні та достовірні дані про тиск, використовуючи сучасні технології та цифрові засоби візуалізації, що сприяє ефективному контролю та управлінню тиском в різноманітних умовах експлуатації.

## РОЗДІЛ 6

### ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

#### 6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки [20]

Головне завдання системи охорони праці полягає в мінімізації ризику ураження або захворювання працівників, одночасно забезпечуючи оптимальний комфорт при максимальній продуктивності праці. Збереження здоров'я та забезпечення працездатності людини є ключовим чинником для підвищення ефективності праці, що проявляється в зменшенні аварій та інших негативних подій. Поліпшення умов праці та забезпечення їх безпеки призводить до зниження ризику виробничого травматизму і професійних захворювань, сприяючи при цьому збереженню загального здоров'я працюючих.

Ця стратегія охорони праці визнає взаємозв'язок між безпекою та здоров'ям працівників і їхньою продуктивністю. Запровадження ефективних заходів з покращення умов праці, включаючи високий стандарт безпеки, не лише забезпечує фізичне та психологічне благополуччя працівників, але й сприяє оптимізації робочого середовища для максимальної результативності і продуктивності.

Прискорений розвиток хімічної промисловості та інтенсивне будівництво нових об'єктів, а також реконструкція і модернізація існуючих виробництв є важливими аспектами сучасного промислового сектора. З урахуванням високих ризиків, пов'язаних з хімічним виробництвом, особлива увага приділяється питанням охорони праці.

Суперфосфат – це складне добриво пролонгованої дії, яке базується на фосфатах та сульфатах амонію. Амонійний суперфосфат включає в себе поживні речовини у формі фосфору та азоту. Відповідно до фізико-хімічних характеристик, амонійний суперфосфат повинен відповідати технічним умовам, визначеним в ТУ 00203743-8-97,003.

Основні характеристики суперфосфату визначаються таким чином:

Масова частка загальних фосфатів:  $10 \pm 1$  %.

Масова частка азоту:  $9 \pm 1$  %.

Відношення масової частки водорозчинних фосфатів: не менше 60 % від загальної кількості.

Масова частка води: не більше 2,0 %.

Масова частка гранул: менше 1 мм – не більше 5 %, від 1 до 4 мм – не менше 90 %, більше 6 мм – відсутність гранул.

Статистична міцність гранул: 3 МПа (30 кгс/см<sup>2</sup>).

Розсипчастість продукту: 100 %.

Ці характеристики визначають якість і стандартизують параметри суперфосфату амонійного, забезпечуючи його ефективність і придатність для використання у сільському господарстві та інших галузях, де використання добрив є необхідним.

Підвищення тиску та температури в апаратах та комунікаціях може створювати серйозні ризики, які включають в себе можливість руйнування або пропусків через ущільнювальні пристрої або зварні з'єднання.

У разі пропусків чи витоку речовин внаслідок руйнування або несправності ущільнювальних пристроїв, може виникнути загазованість робочого простору. Це може створити серйозні ризики для здоров'я працівників, включаючи інгаляційні та інші форми отруєння.

Підвищення тиску та температури може спричинити утворення вибухонебезпечних сумішей у системі, особливо якщо утворюються легкозаймисті речовини. Це може призвести до потенційно небезпечних вибухів.

У випадку витоку розплавлених рідин, під впливом високих температур, може виникнути пожежа. Це становить серйозне небезпечення для обладнання та робочого місця.

Збільшення тиску може спричинити руйнування або розгерметизацію апаратів та комунікацій, що може призвести до великих аварій та втрат.

Для запобігання цим ризикам важливо вживати ефективні заходи забезпечення безпеки, такі як регулярна перевірка та обслуговування обладнання, використання відповідної технології та матеріалів, а також дотримання стандартів та правил охорони праці.

Забезпечуючи дотримання правил охорони праці, в усьому технологічному обладнанні, де відбуваються процеси при високих температурах, вжито надійні заходи для ізоляції. Фланцеві з'єднання та трубопроводи, які транспортують гарячі рідини та пару, оснащені захисними кожухами.

Район, в якому розташований об'єкт, відноситься до зони помірного клімату і має такі характеристики:

- середня температура в січні становить  $-6^{\circ}\text{C}$ .
- середня температура в липні складає  $+35^{\circ}\text{C}$ .
- середні атмосферні опади становлять 100 мм.
- середній сніговий покрив має величину 400–600 мм.
- середня місячна швидкість вітру становить 20 м/с.

Ці дані визначають умови оточуючого середовища, які важливі для розробки та застосування ефективних систем інженерної та технічної безпеки. Ізоляція та захисні кожухи є важливими елементами для запобігання травматичним ситуаціям та підтримання безпечної експлуатації технічного обладнання при високих температурах.

Виробництво суперфосфату активно дотримується принципів екологічної відповідальності та ефективного використання водних ресурсів. Зокрема, в рамках заходів з охорони навколишнього середовища та забезпечення сталого водокористування передбачено виключення скидів технологічних стоків. Усі стоки, що формуються під час виробництва, повертаються назад у технологічний процес.

Цей підхід вказує на важливий крок у зменшенні впливу виробництва на водні ресурси та довкілля. Замість викидання стоків у водні джерела, компанія впроваджує систему повторного використання стоків, що сприяє збереженню водних ресурсів та запобігання забрудненню водойм.

Тверді відходи утворюються на різних етапах виробництва суперфосфату та включають дві основні стадії:

### **1. Грануляція та сушіння продукту (апарати БГ і БС на схемі рис. 2.1).**

У цьому етапі тверді відходи формуються під час обробки та підготовки продукту. Великі шматки продукту, що виникають при порушенні норм технологічного режиму в барабанному грануляторі під час чищення його внутрішніх насадок, піддаються подрібненню та подальшій переробці відділенням сушіння.

**2. Класифікація та складування продукту.** На цьому етапі відбувається подальше управління твердими відходами. Пил суперфосфату, а також інші відходи, включаючи ретур, піддаються переробці. Ретур є частиною відходів та підлягає вторинній обробці разом із пилом суперфосфату.

Цей процес ефективно управляє твердими відходами, роблячи їх вторинні ресурси та сприяючи сталому та відповідальному виробництву.

У проєктованому виробництві наступні потенційні небезпеки і шкідливості відповідно до ГОСТ 12.0.003-91 «ССБТ. Небезпечні і шкідливі виробничі фактори. Класифікація»:

1. Потенційна небезпека отримання термічних опіків. Ця можлива загроза відноситься до фізичної групи ризиків. Процес теплообміну призводить до підвищення температур, внаслідок чого поверхня випарника, а також штуцери і труби, нагріваються до значень близьких до 80–90°C. Дотик до зовнішньої поверхні колони може викликати термічний опік. Згідно з вимогами СН 245-79 "Санітарні норми проєктування промислових підприємств", температура зовнішніх поверхонь не повинна перевищувати 45°C для забезпечення безпеки.

Забезпечення ефективного ізоляційного покриття для зменшення температури зовнішніх поверхонь колони. Регулярне технічне обслуговування та перевірка системи охолодження для запобігання перегріву. Встановлення та підтримання термічних бар'єрів для захисту персоналу від можливого контакту з нагрітими поверхнями. Використання температурного моніторингу та систем автоматичного регулювання для забезпечення відповідності температурних параметрів нормативам.

2. Небезпека отруєння CO<sub>2</sub>. Збільшення концентрації CO<sub>2</sub> на робочому місці може викликати отруєння, прояви якого включають кашель, задуху, запаморочення, а важливі випадки можуть супроводжуватися втратою свідомості, припиненням дихання та серцевою зупинкою.

Відповідно до ГОСТ 12.1.005-88 "Система стандартів безпеки праці. Загальні санітарно-гігієнічні вимоги до повітря робочої зони", концентрація CO<sub>2</sub> у приміщенні повинна знаходитися в межах встановленого гранично допустимого значення.

Забезпечення ефективної системи вентиляції для постійного обміну повітря в робочому приміщенні. Регулярна перевірка та технічне обслуговування системи вентиляції для забезпечення її безперебійної роботи.

3. Небезпека утворення статичної електрики. Можливість утворення статичної електрики виникає при відносному переміщенні тіл, рідини або шарів газу, особливо в умовах контакту. Транспортування речовин у трубопроводах, наливання та виливання рідин, а також інші процеси можуть призвести до накопичення статичної електрики.

Накопичення статичної електрики може вести до пожеж і вибухів. За умови існування запальних речовин у робочому середовищі, утворення іскор може призвести до серйозних наслідків, включаючи загибель людей.

Заходи для запобігання:

- використання антистатичного обладнання та матеріалів для зменшення можливості утворення статичної електрики;
- заземлення трубопроводів, контейнерів та обладнання для відведення статичної електрики;
- проведення регулярних перевірок та обслуговування систем заземлення.

Правильне застосування запропонованих заходів допоможе поліпшити умови праці та знизити ризик виробничого травматизму. Дотримання правил техніки експлуатації обладнання та інструкцій з безпеки є ключовим для забезпечення безпеки працівників.



## 6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактору

Використання припливно-витяжної механічної вентиляції є ключовим заходом для забезпечення безпеки на виробництві, особливо при обробці шкідливих речовин, наприклад, амофосу та вуглекислого газу. Розрахунок системи вентиляції важливий для досягнення належного рівня обміну повітря в приміщенні та уникнення накопичення небезпечних концентрацій газів.

Вихідними даними до розрахунку є: кількість шкідливих виділень, що надходять в приміщення: сірководень  $G_1 = 24$  г/год.; діоксид вуглецю  $G_2 = 42$  г/год.; кислотних парів  $G_3 = 17$  г/год.; загальний об'єм цеху  $V = 6000$  м<sup>3</sup>; кількість тепла, що надходить в приміщення  $Q_{надх} = 113$  кДж/с; концентрація шкідливих виділень в приміщенні: сірководень  $C_1 = ГДК_1 = 1$  мг/м<sup>3</sup>; діоксид вуглецю  $C_2 = ГДК_2 = 10$  мг/м<sup>3</sup>; кислотних парів  $C_3 = ГДК_3 = 1$  мг/м<sup>3</sup>; теплоємність і густина повітря  $c = 1,01 \frac{кДж}{кг \cdot K}$ ,  $\rho = 1,29 \frac{кг}{м^3}$ ; температура повітря, що приходить  $t_{прих} = 12^\circ\text{C}$ ; температура повітря, що викидається  $t_{вик} = 25^\circ\text{C}$ .

Кількість повітря, необхідного для розчинення шкідливих виділень, визначається за формулою:

$$L = \frac{G}{(C - C_n)} = \frac{G}{ГДК} \quad (6.1)$$

$$L_1 = \frac{G_1}{ГДК_1} = \frac{24}{1 \cdot 10^{-3}} = 24000 \frac{м^3}{год.};$$

$$L_2 = \frac{G_2}{ГДК_2} = \frac{42}{10 \cdot 10^{-3}} = 4200 \frac{м^3}{год.};$$

$$L_3 = \frac{G_3}{ГДК_3} = \frac{17}{1 \cdot 10^{-3}} = 17000 \frac{м^3}{год.}.$$

Оскільки сірководень і діоксид вуглецю відносяться до шкідливих речовин, що характеризуються сумациєю шкідливої дії, то сумарний повітрообмін буде до-рівнювати:

$$L = L_1 + L_2 = 28200 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Кратність повітрообміну складе:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{28200}{6000} = 4,7 \text{ год}^{-1} \quad (6.2)$$

Повітрообмін для видалення надлишкового тепла визначасмо за формулою:

$$L' = \frac{Q_{\text{надх}}}{c \cdot \rho \cdot (t_{\text{вук}} - t_{\text{прих}})} = \frac{113}{1,01 \cdot 1,29 \cdot (25 - 12)} = 24012 \frac{\text{М}^3}{\text{год}} = 6,67 \frac{\text{М}^3}{\text{с}} \quad (6.3)$$

Кратність повітрообміну дорівнює:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{24012}{6000} = 4 \text{ год}^{-1} \quad (6.4)$$

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Очищення газів від діоксиду вуглецю [Електронний ресурс]. – Режим доступу : [https://studme.org/396977/tehnika/ochistka\\_gazov\\_dioksida\\_ugleroda](https://studme.org/396977/tehnika/ochistka_gazov_dioksida_ugleroda)
2. Очищення газів від сірководню, сірковуглецю і меркаптанів [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://studfile.net/preview/9835118/page:10>
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студентної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
4. Smith R.S. Enhancement of drizo gas dehydration / R.S. Smith // 47th Laurance Reid Gas Conditioning Conference, March 2 – 5, 1997. – P. B7–B16.
5. Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие / А.А. Кузнецов, Е.Н. Судаков. – М. : Химия, 1983. – 224 с.
6. Rigai C. Solving aromatic and H<sub>2</sub>S emissions with the drizo gas/glycol dehydration process / C. Rigai // GPA Europe Meeting. – 2007. – № 2/3. – P. 49–58.
7. Franci P.F. Emission free, high purity TEG regenerator / P.E. Franci, J.W. Clarke // Gas Processing Air Toxic Conference. – 2010. – № 5. – P. 3–7.
8. Врагов А.П., Михайловський Я.Є, Якушко С.І. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв. – Суми: видавництво СумДУ, 2008. – 170 с.
9. Коваленко І.А., Малиновський В.В. Основні процеси, машини та апарати хімічних виробництв. – Київ: Воля, 2006. – 253 с.
10. Теплові й масообмінні процеси та обладнання хімічних і нафтогазопереробних виробництв у системах "газ (пара) – рідина" : підручник / Я.Е. Михайловський, А.Є. Артюхов, М.П. Юхименко, Н.О. Артюхова ; за заг. ред. Я.Е. Михайловського. – Суми : СумДУ, 2021. – 391 с.

11. Онищук О.О., Кормош Ж.О. Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій. – Луцьк: Вежа-Друк, 2020. – 155 с.
12. Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля : навч. посіб. / уклад.: С.В. Гулієнко, Я.В. Гробовенко. – К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 120 с.
13. Конструювання і розрахунок елементів тонкостінних посудин та апаратів, які знаходяться під зовнішніми навантаженнями: навч. посіб. для студ. / І.А. Андреев; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ: КПІ, 2018. – 121 с.
14. Андреев, І. Роз'ємні міцно-щільні з'єднання: навчальний посібник для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / Ігор Андреев ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 138 с.
15. Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укл.: О.О. Ляпощенко, В.М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
16. Обладнання заготівельних та котельно-зварювальних діляниць ремонтно-механічних цехів хімічних виробництв : навч. посіб. / С.М. Яхненко, М.С. Скиданенко, Є.М. Піддубний. – Суми : СумДУ, 2022. – 170 с.
17. Виготовлення обладнання хімічних виробництв : підруч. [для студ. закл. вищ. освіти]. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2022. – 233 с.
18. САПР технологічних ліній та комплексів хімічних і нафтогазопереробних виробництв / О. О. Ляпощенко, О. Є. Старинський // Дистанційний курс. – Суми : СумДУ, 2020. [Електронний ресурс] – Режим доступу: <https://elearning.sumdu.edu.ua/s/4b-z0x>
19. Промислові прилади та засоби автоматизації: Довідник / В.Я. Баранов, Т.Х. Безповська, В.А. Бек та ін.. Київ : Вид-во «Віста», 2017. – 847 с.
20. Основи охорони праці: Підручник. 2-ге видання, доповнене та перероблене / К.Н. Ткачук, М.О. Халімовський, В.В. Зацарний, Д.В. Зеркалов, Р.В. Сабарно, О.І. Полукаров, В.С. Коз'яков, Л.О. Мітюк. За ред. К.Н. Ткачука і М.О. Халімовського. – Київ : Основа, 2006. – 448 с.