

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Виробництво концентрованої сірчаної
кислоти. Розробити та модернізувати олеумний абсорбер

Виконав:

студент групи ХМ.м-21/1

Малиник Руслан Юрійович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови

(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

ЗМІСТ

	C.
ВСТУП	3
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	5
1.1 Обґрунтування вибору методу та технологічної схеми виробництва	5
1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції	8
1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів	13
1.4 Обґрунтування модернізації апарата	17
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	20
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	20
2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції	23
2.3 Опис об'єкта дослідження	29
2.4 Технологічні розрахунки	31
2.5 Конструктивні розрахунки апарата	38
2.6 Визначення гідравлічного опору апарата	39
2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	42
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	51
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	51
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	52
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	57
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	57
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	60
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	66
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	66
5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	72
РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	74
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	80
ДОДАТОК – Специфікації до графічної частини проекту	

ВСТУП

Виробництво сірчаної кислоти є однією з ключових і масштабних галузей як у хімічній промисловості, так і в економіці в цілому. Це пояснюється важливою роллю, яку відіграє сірчана кислота у багатьох сферах господарства. Вона застосовується в виробництві практично всіх видів мінеральних добрив, що є одними з найбільших споживачів сірчаної кислоти (приблизно 40%). Крім того, сірчана кислота використовується в промисловості органічного синтезу (30%) та як електроліт у більшості процесів електролізу для видобутку кольорових металів. Вона також знайшла застосування у нафтовій, текстильній та інших галузях промисловості.

Сірчана кислота є однією з найбільш доступних і, водночас, найпотужніших кислот. Її використання стало необхідністю в різних сферах господарства, і важко уявити галузь, де б вона не застосовувалася.

Упродовж останніх років виробництво сірчаної кислоти пройшло значну модернізацію і отримало істотні поліпшення. Потужність обладнання, що використовується в процесі виробництва сірчаної кислоти, збільшилася більше ніж у 30 разів, і загальний обсяг виробництва зростає у 5 разів. З розвитком сільського господарства попит на мінеральні добрива постійно зростає, що призводить до збільшення виробництва сірчаної кислоти. Ця тенденція також спостерігається на світовому ринку.

Підсумовуючи вище зазначене, стає очевидним, що знайти галузь хімічного виробництва, де б сірчана кислота не використовувалася, практично неможливо. Тривалість та невід'ємна присутність цього хімічного засобу у різних секторах економіки свідчать про його ключову роль.

Також важливо зауважити, що сірчана кислота визнається найпотужнішою та найбільш доступною серед усіх кислот. Ця її характеристика додає ще більше ваги її застосуванню у виробництві та промисловості.

Україна, була і залишається аграрною державою, і разом із розвитком сільського господарства в ній наростає попит на мінеральні добрива, зокрема, сірчану

кислоту. Цей зріст попиту є прямою пропорцією збільшення обсягів виробництва сірчаної кислоти.

Одночасно зі збільшенням загального обсягу виробництва сірчаної кислоти розширюється асортимент продукції сірчано-кислотних заводів. Виробляється особливо чиста кислота, 100% сірчаного ангідриду, висококонцентрований олеум і багато інших продуктів на основі сірчаного ангідриду.

У сучасних умовах удосконалення виробництва сірчаної кислоти - це не просто завдання, це нагальна потреба. Завдяки використанню останніх досягнень науки і техніки, розробці нових технологій та впровадженню передового досвіду виробництва, кислотна промисловість продовжує підвищувати якість і безпеку своєї продукції.

Загалом, дана магістерська кваліфікаційна робота відповідає методичним вказівкам [1] і містить всі обов'язкові розділи.

РОЗДІЛ 1

ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ

1.1 Обґрунтування вибору методу та технологічної схеми виробництва [2]

При розгляді методів виробництва сірчаної кислоти, необхідно враховувати різноманітні критерії та фактори, серед яких важливість техніко-економічних показників, організація логістики доставки та вивезення готової продукції, наявність відповідного обладнання для промислової реалізації обраного методу, здатність забезпечити необхідну потужність і якість продукції, дотримання санітарно-гігієнічних стандартів на робочому місці та збалансованість екологічних аспектів.

Традиційно, в основі виробництва сірчаної кислоти лежать різні джерела сировини, зокрема сірка і сірчаний колчедан. Приблизно половина сірчаної кислоти виробляється із сірки, а третина – з колчедану. Значну частину сировинного балансу складають також гази, що утворюються під час металургійних процесів і містять діоксид сірки.

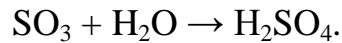
Зауважимо, що відходів гази є дуже ефективною та економічно вигідною сировиною. Коли йдеться про вартість сировини, сірка є найдорожчою, у той час як колчедан і відходів гази є більш доступними і дешевшими.

Отже, щоб виробництво сірчаної кислоти з використанням сірки було економічно обґрунтованим, необхідно розробити технологічну схему, де витрати на обробку сірки будуть значно нижчими, ніж витрати на обробку колчедану або відходів газів.

Процес виробництва сірчаної кислоти включає кілька етапів. Першим етапом є отримання діоксиду сірки шляхом окислення сірковмісної сировини, але ця стадія відпадає, коли використовується відходів газ як джерело. Наступним етапом є перетворення оксиду сірки (IV) у оксид сірки (VI). Цей окислювальний процес характеризується високими значеннями енергії активації, і часто для його сприяння застосовують каталізатори. Залежно від методу окислення SO_2 в SO_3 розрізняють два основні методи виробництва сірчаної кислоти.

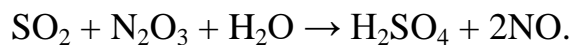
При використанні контактного методу отримання сірчаної кислоти, процес окислення SO_2 в SO_3 проводять на твердих каталізаторах.

Завершальним етапом виробництва сірчаної кислоти є абсорбція триоксиду сірки, яку можна представити реакцією:



Під час виконання процесу за нітрозним (баштовим) методом для подачі кисню використовують оксиди азоту як окислювачі.

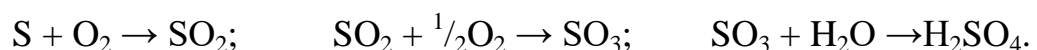
Окислення діоксиду сірки проводиться в рідкій фазі, і результатом цього процесу є утворення сірчаної кислоти:



У сучасній промисловості в основному використовується контактний метод для виробництва сірчаної кислоти, оскільки цей метод дозволяє використовувати устаткування з вищою продуктивністю.

У нашому магістерському проекті ми використовуємо метод подвійного контактування, оскільки застосування цього методу сприяє значному підвищенню конверсії сірчастого ангідриду, збільшуючи її від 0,97-0,98 до вражаючих значень 0,995-0,999. При такій високій конверсії, у більшості випадків, не потрібна додаткова санітарна очистка вихлопних газів. Це є надзвичайно важливим фактором, особливо у поєднанні з можливістю інтенсифікації виробництва шляхом підвищення концентрації SO_2 в газі, що підлягає обробці, з рівня 7,0-7,5% до 10-11%. це особливо важливо при виробництві сірчаної кислоти зі сірки.

Основу процесу отримання сірчаної кислоти зі сірки становлять наступні хімічні реакції:



Процес виготовлення сірчаної кислоти з використанням сірки можна розглядати як послідовність етапів, що включають наступне:

- сушка атмосферного повітря в сушильній башті – початковий етап включає усунення вологості з природного повітря для підготовки його до наступних процесів.

- спалювання рідкої сірки в потоці осушеного повітря – сірка, яка перебуває у рідкому стані, піддається окисленню за участю осушеного повітря. Цей етап сприяє перетворенню сірки у діоксид сірки.

- утилізація надлишкового тепла горіння в котлі-утилізаторі – тепло, яке утворюється під час горіння рідкої сірки, використовується для корисних цілей, зокрема для опалення або інших процесів виробництва.

- окислення діоксиду сірки в триоксид в контактному відділенні – діоксид сірки піддається процесу окислення, перетворюючись в більш цінний триоксид сірки. Частина виділеного тепла використовується в економайзерах і пароперегрівачах.

- абсорбція триоксиду сірки в насадкових абсорберах з отриманням сірчаної кислоти і олеуму – триоксид сірки поглинається в спеціальних абсорберах, де утворюється сірчана кислота і олеум, які далі можуть бути використані у різних галузях.

- викид відпрацьованого газу в атмосферу через існуючу вихлопну трубу – відпрацьований газ, який залишається після всіх процесів, викидається в атмосферу через спеціальну вихлопну трубу, забезпечуючи екологічну безпеку.

- прийом, зберігання і відвантаження продукційної сірчаної кислоти і олеуму зі складу споживачеві – готова продукція сірчаної кислоти і олеуму зберігається на спеціальному складі та відправляється до споживачів відповідно до їх потреб.

Такий послідовний процес виробництва забезпечує ефективну перетворення сірки у сірчану кислоту та олеум, дотримання екологічних норм та забезпечення продукцією різних галузей промисловості.

1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції [4–7]

Основним принципом, на якому ґрунтується розуміння законів перенесення маси та енергії, є другий закон термодинаміки. Цей закон визначає, що всі фізико-хімічні процеси спрямовані до досягнення стану рівноваги, коли впливи на систему збалансовані.

У складних фізико-хімічних системах, де різні параметри, такі як тиск, температура і концентрації фаз, досягають рівноваги, ці параметри називаються рівноважними параметрами. Важливими умовами рівноваги в будь-якій точці замкненої системи є рівність температур, тисків та хімічних потенціалів.

Розглянемо ситуацію в двофазній системі (див. рис. 1.1 а), де трикомпонентна газова суміш має речовину A , яка поглинається рідкою фазою. Початково концентрація речовини A в газовій суміші є високою і дорівнює y_{A1} . Цю концентрацію в певний момент часу можна назвати робочою концентрацією. Робоча концентрація речовини A в рідкій фазі в той момент низька і дорівнює x_{A1} .

Якщо в початковий момент часу газова і рідка фази знаходяться в фазовому контакті, то розпочинається процес перенесення маси речовини A з газової фази в рідку фазу.

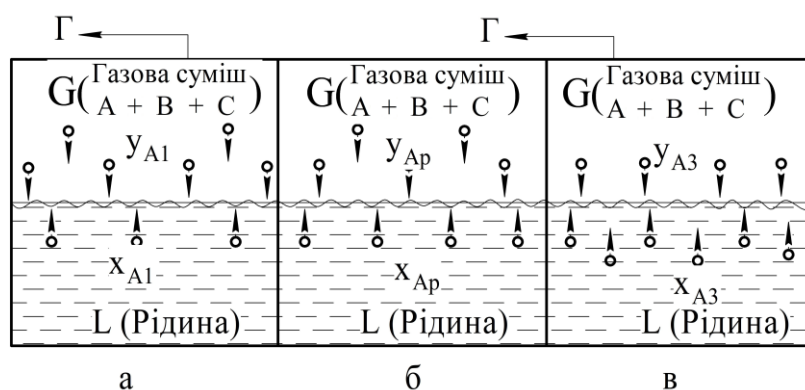


Рисунок 1.1 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»: a – масопередача речовини з газової фази в рідку (абсорбція); b – динамічна рівновага в системі; $в$ – масопередача речовини з рідкої фази в газову (десорбція)

Зі зменшенням концентрації речовини A в газовій фазі, спостерігається послаблення швидкості прямого процесу. У той самий час, зі збільшенням концентрації

ції речовини A в рідкій фазі, збільшується швидкість зворотного процесу. Через деякий час, концентрація переданої речовини в газовій фазі знижується до певного значення. Відповідно, в рідкій фазі концентрація речовини A підвищується до певного рівня. Настає момент, коли швидкості масопередачі в прямому напрямку (з газової фази в рідку) і зворотному напрямку (з рідкої фази в газу) вирівнюються.

Цей стан системи, коли швидкості прямого та зворотного процесів масопередачі вирівнюються, отримав назву «рівноважний стан». Динамічний стан рівноваги для розглянутої системи можна уявити, як показано на рис. 1.1 б.

Стан рівноваги і кількість незалежних параметрів системи відповідають принципу фаз Гіббса. Згідно з цим принципом, кількість незалежних ступенів вільності системи дорівнює

$$C = K - \Phi + 2, \quad (1.1)$$

де C – число незалежних змінних параметрів (ступенів вільності), які визначають термодинамічну рівновагу в системі;

K – число компонентів системи;

Φ – число фаз, що беруть участь у процесі.

Абсорбція, яка є типовим дифузійним процесом, відбувається у двофазній системі «газ – рідина». У цій системі присутні три основних компонента: інертні газиносії, поглинальний компонент і абсорбент. Під час абсорбції одна речовина з газової фази переходить у рідку.

За правилом фаз Гіббса для такої системи можна змінювати три незалежні параметри, а саме температуру, тиск і концентрацію абсорбату в одній з фаз. Ці параметри визначають стан системи та розподіл абсорбату між газовою і рідкою фазами.

У складніших сценаріях, наприклад, при абсорбції вуглеводневих компонентів із природних газів, система може включати багатоконцентну газову суміш. В таких випадках абсорбент може поглинати декілька компонентів, що робить розрахунки процесу значно складнішими через збільшене число варійованих параметрів.

У стані рівноваги для двофазної трикомпонентної системи, за умови сталості температури і загального тиску, існує однозначна залежність між концентраціями компонента в газовій і рідкій фазах. Цю залежність описує закон Генрі, який визначає, що парціальний тиск компонента газової суміші над рідиною пропорційний його мольній концентрації в рідині:

$$p_A^* = E_A \cdot x_A, \quad (1.2)$$

або розчинність газу в рідині при певній температурі визначається його парціальним тиском над рідиною:

$$x_A^* = p_A / E_A, \quad (1.3)$$

де E_A – коефіцієнт пропорційності, що називається константою Генрі;
 p_A^* – парціальний тиск поглиненого газу, що перебуває в рівновазі з рідиною концентрації x_A ;
 x_A^* – концентрація газу в рідині, рівноважна з газовою фазою, в якій парціальний тиск поглиненого компонента дорівнює p_A .

Значення коефіцієнта Генрі визначаються різними факторами, включаючи природу газу, який поглинається, властивості поглинача, і температуру. Проте важливо відзначити, що цей коефіцієнт не залежить від загального тиску в системі.

Якщо немає доступу до експериментальних даних, то залежність коефіцієнта Генрі від температури можна розрахувати за допомогою наступного рівняння:

$$\ln E = -\frac{q}{R \cdot T} + C, \quad (1.4)$$

де q – диференціальна теплота розчинення газу, кДж/кмоль, кДж/кг;
 R – універсальна газова стала, $R = 8,31$ кДж/(кмоль·К);

T – температура розчинення, К;

C – експериментальна константа для індивідуального газового компонента.

Закон Генрі виявляє велику точність у відповідності до експериментальних даних, особливо в умовах низьких тисків газу у системі (до 0,5 МПа) і при розчиненні речовин, які не взаємодіють хімічно з розчинником. За таких умов, він добре описує залежність між рівноважними концентраціями газової та рідкої фаз.

Таким чином, залежність між рівноважними складами газової та рідкої фаз можна отримати за допомогою сумісного використання законів Генрі й Дальтона ($p_A = P \cdot y_A$):

$$y_A^* = \frac{E_A}{P} \cdot x_A = m_A \cdot x_A \text{ або } x_A^* = \frac{P}{E_A} \cdot y_A = \frac{y_A}{m_A}, \quad (1.5)$$

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

$$m_A = E_A/P. \quad (1.6)$$

При вираженні складу фаз не в абсолютних, а у відносних концентраціях, форма закону Генрі модифікується. Проте, при низьких концентраціях можна спростити цей вираз, приймаючи, що $X_A \approx x_A$ та $Y_A \approx y_A$. У такому випадку, рівноважну залежність можна виразити таким чином:

$$Y_A^* = m_A \cdot X_A \text{ або } X_A^* = Y_A/m_A. \quad (1.7)$$

Рівняння (1.6) і (1.7) показують, що за постійних температури й тиску рівноважна залежність для системи «газ – рідина» може бути представлена у вигляді прямої лінії. Ця лінія проходить через початок координат і має кут нахилу, тангенс якого дорівнює m_A .

Проте, в реальних процесах робочі концентрації розподільної речовини в фазах ніколи не досягають рівноважних значень, оскільки діючі апарати вводять нову динаміку. Залежність між робочими концентраціями розподільної речовини у фазах реальних процесів представляє собою лінію, яку називають робочою лінією процесу.

Давайте розглянемо схему абсорбера (зображену на рис. 1.2), який працює в режимі ідеального витіснення. В цьому процесі абсорбтивний компонент переходить із газової фази (G) в рідку фазу (L). При цьому фази є інертними одна до одної щодо абсорбтиву. Отже, у нас $G = \text{const}$ та $L = \text{const}$, і рівняння матеріального балансу для цільового компонента може бути виражено наступним чином:

$$G \cdot Y_n + L \cdot X_n = G \cdot Y_k + L \cdot X_k, \text{ або } \Delta M = G \cdot (Y_n - Y_k) = L \cdot (X_k - X_n). \quad (1.8)$$

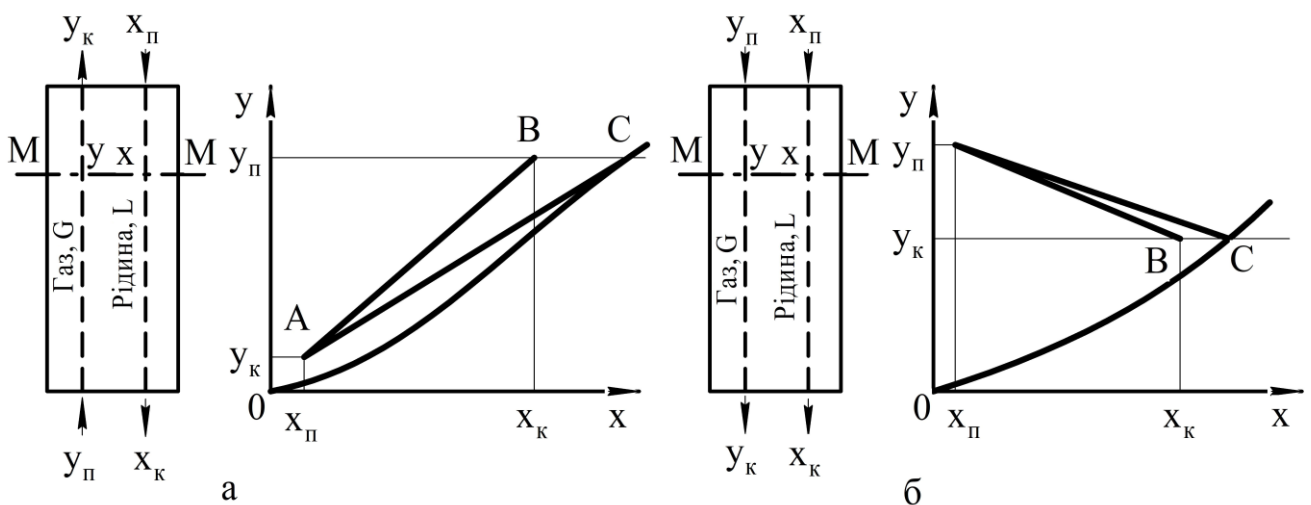


Рисунок 1.2 – Схема матеріального балансу та Y - X -діаграма:

а – при протитечії; б – при прямотечії; OC – рівноважна лінія; AB – робоча лінія

Звідси обчислюють загальну й питому витрату абсорбенту:

$$L = G \cdot \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}, \quad (1.9)$$

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_n - Y_\kappa}{X_\kappa - X_n}. \quad (1.10)$$

Для будь-якого перерізу протитечійного абсорбера М – М (рис. 1.3, а) рівняння матеріального балансу має наступний вигляд:

$$G \cdot Y_n + L \cdot X = G \cdot Y + L \cdot X_\kappa, \quad (1.11)$$

звідси

$$Y = \frac{L}{G} \cdot X + \left(Y_n - \frac{L}{G} \cdot X_\kappa \right) = l \cdot X + (Y_n - l \cdot X_\kappa). \quad (1.12)$$

Рівняння (1.12), яке отримало назву рівняння робочої лінії, виражає залежність між концентраціями фаз, які не перебувають у стані рівноваги, в будь-якому перерізі апарата. З цього рівняння видно, що робоча лінія є прямою з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює l .

Тобто, рівняння робочої лінії дозволяє нам кількісно визначити, як змінюються концентрації речовин у фазах апарата, коли вони не досягають рівноваги між собою. Це важливий параметр при аналізі та проектуванні апаратів для масо-передачі та абсорбції.

1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів [8, 9]

У насадкових колонах, де відбувається контакт фаз, однією з ключових компонент є сама насадка. Щоб забезпечити ефективну роботу таких колон, необхідно, щоб насадка відповідала низці вимог, а саме:

- велика питома поверхня та вільний об'єм – насадка повинна мати значну питому поверхню та достатньо вільного об'єму для забезпечення ефективного контакту між фазами.

- добре змочуватися абсорбентом – насадка має бути легко змочуваною рідиною, щоб забезпечити рівномірне покриття поверхні.

- малий гідравлічний опір газовому потоку – важливо, щоб газовий потік міг проходити через насадку з мінімальним опором.

- рівномірне розподілення зрошувальної рідини – забезпечення рівномірного розподілу рідини по всій поверхні насадки є ключовим для оптимального контакту між фазами.

- хімічна стійкість в робочому середовищі – насадка повинна залишатися стійкою до хімічних впливів робочого середовища.

- мала насипна щільність – низька насипна щільність дозволяє забезпечити вільний обмін речовини між фазами.

- висока механічна міцність – насадка повинна витримувати механічні навантаження, які можуть виникнути в процесі експлуатації.

- невисока вартість – для ефективного використання насадки в промислових процесах важливо, щоб її виготовлення було витратно-ефективним процесом.

Однією з ключових проблем, які потрібно вирішити для належної роботи абсорбера, є рівномірне змочування насадки рідиною. Для досягнення цієї мети використовують спеціальні пристрої, відомі як зрошувачі. Ці зрошувачі можуть бути різного типу, включаючи струминні та розбризкувальні зрошувачі. Різновиди зрошувачів використовуються для забезпечення рівномірного розподілу рідини по всій насадці, підвищення ефективності масопередачі та досягнення бажаних результатів в процесі абсорбції.

Під час протитечії рідини та газу в масообмінних насадкових колонах гідродинамічний режим роботи значно впливає на результати процесу. Цей режим залежить від параметрів, таких як швидкість газу і щільність зрошування, і визначає інтенсивність міжфазової взаємодії між потоками рідини та газу. Оптимальне співвідношення витрат рідини та газу, які поступають до колони, важливо для досягнення оптимального гідродинамічного режиму в насадковому шарі.

У масообмінних процесах, які відбуваються в насадкових колонах, рідина

безперервно циркулює через колону. Частина рідини виходить з насадки, а її негайно ж заміщує нова порція рідини, що поступає до колони. В цьому випадку кількість рідини, яка міститься в колоні, залишається сталим значенням і називається кількістю утримуваної рідини.

Залежно від швидкості газу, щільності зрошування та опору насадкового шару, можна виділити чотири режими руху фаз у насадкових колонах:

Перший – плівковий режим – характеризується невеликою щільністю зрошення та низькою швидкістю газу. В цьому режимі кількість утримуваної рідини в насадці практично не змінюється і майже не залежить від швидкості газу.

Другий режим – підвисання – відзначається тим, що потік газу гальмує рух рідини, що веде до збільшення товщини плівки рідини та кількості утримуваної рідини в насадці. У цьому режимі рух рідини стає менш стабільним, і виникають завихрення та бризки. Це сприяє покращенню масообміну.

Для визначення критичної швидкості газу, що відповідає початку підвисання рідини, застосовується спеціальна формула:

$$Re_n = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot (G/L)^{0,43}, \quad (1.13)$$

де Re_n – критерій Рейнольдса для газу, що відповідає початку підвисання рідини, $Re_n = 4 \cdot w_y^* \cdot \rho_y / (a_n \cdot \mu_y)$;

Ar – критерій Архімеда, розрахований для еквівалентного діаметра насадки з урахуванням в'язкості газу, $Ar = d_e^3 \cdot g \cdot \rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y) / \mu_y^2$.

Третій режим, відомий як «емульгування», виникає тоді, коли рідина накопичується у вільному об'ємі насадки. Цей процес триває до того моменту, коли сила тертя між стікаючою рідиною і газом, що піднімається в колоні вирівнюється з силою тяжіння рідини, яка знаходиться в насадці. В цьому режимі відбувається інверсія фаз, що означає перехід рідини у суцільну фазу, тоді як газ стає дисперсною фазою.

Основні аспекти третього режиму «емульгування» включають:

- накопичення рідини – під час цього режиму рідина постійно накопичується в вільному об'ємі насадки, і цей процес триває до досягнення рівноваги між тертям і тяжінням рідини.

- інверсія фаз – коли відбувається інверсія фаз, рідина переходить у суцільну фазу, а газ стає розподіленою дисперсною фазою в рідкій суцільній матриці.

- зміни в гідравлічному опорі – внаслідок інверсії фаз гідравлічний опір у насадці може змінюватися, що впливає на роботу апарата.

Четвертий режим роботи, відомий як «винесення», відрізняється тим, що через високий напір газового потоку рідина практично припиняє рухатися донизу і, замість цього, у вигляді газорідинної емульсії піднімається вгору і виноситься з апарата. Цей режим роботи насадкових колон практично не використовується в промислових процесах.

Режим роботи насадкових колон визначається залежно від співвідношення між фактичною швидкістю газу та швидкістю газу в точці інверсії фаз. Це співвідношення має важливе значення для оптимізації роботи процесу і забезпечення ефективного масообміну у насадкових колонах. Відповідно до цього співвідношення розрізняють кілька режимів роботи:

- плівковий режим: в цьому режимі рідина рухається від елемента до елемента насадки у формі плівки та крапель, і взаємодія між фазами відбувається на поверхні змочених елементів насадки, $w_2 \leq 0,45 \cdot w_{инв}$;

- режим підвісання: цей режим спостерігається під час струминно-плівкового руху рідини, і взаємодія між фазами відбувається на поверхні плівки і струменів у точках контакту рідини з окремими елементами насадки, $0,45 \cdot w_{инв} \leq w_2 \leq 0,85 \cdot w_{инв}$;

- режим емульгування і турбулентного руху фаз: цей режим характеризується тим, що рідина в більшій кількості утримується висхідним потоком газу, і взаємодія між фазами відбувається на поверхні турбулізованої плівки, $0,85 \cdot w_{инв} \leq w_2 \leq w_{инв}$.

Насадкові колони найбільш ефективно працюють у режимі емульгування, оскільки цей режим забезпечує високий рівень масообміну між фазами. Однак важливо зауважити, що режим емульгування є нестійким, і тому під час розрахунків визначають робочу швидкість газу, яка повинна знаходитися в певних межах для забезпечення стабільної та ефективної роботи процесу:

$$w_2 = (0,75 - 0,9) \cdot w_{інв} . \quad (1.14)$$

1.4 Обґрунтування модернізації апарата

Ефективність роботи насадкових абсорберів визначається різноманітними факторами, і одним із найважливіших є повнота змочуваності всієї поверхні насадки та рівномірний розподіл газу і рідини в кожному поперечному перерізі насадки. Часто для підвищення ефективності насадкових колон використовуються такі методи, як заміна зрошувальних пристроїв або зміна режиму їх роботи. Дотримання вимог щодо правильної організації зрошення насадкових колон, включаючи олеумні абсорбери, можливе лише при врахуванні численних факторів, пов'язаних з розподілом рідини та конструкцією зрошувальних пристроїв. У багатьох дослідженнях відзначається вирішальний вплив пристроїв, що розподіляють рідину, на ефективність використання насадкових колон.

Оцінювання зрошувальних пристроїв включає в себе не лише аналіз їхньої здатності забезпечити повноту змочуваності насадки та рівномірний розподіл рідини. Також важливо враховувати складність виготовлення, монтажу і можливість ремонту цих пристроїв, а також можливість зменшення витрат енергії на подачу рідини до зрошувача та мінімізацію бризгоутворення.

У стандартних умовах для розподілення сірчаної кислоти по поверхні насадки застосовуються розподільні жолоби. Проте цей метод має свої недоліки, такі як чутливість до негоризонтального положення, складнощі в монтажі, особливо в абсорберах великого діаметра, і вимога до рівномірного рівня рідини

вздовж усієї довжини жолоба. Однак цей метод також виявився витратним через велику кількість матеріалів.

Тому для розподілення рідини по поверхні насадки використовують зрошувальні плити з патрубками переливної дії. Для досягнення рівномірного розподілу сірчаної кислоти по всьому перетину зрошувальної плити застосовується розподільний пристрій типу «павук».

При використанні плит з патрубками переливної дії можна ефективно розподілити всю зрошувану кислоту по значній кількості точок змочування торця насадки. Це досягається завдяки тому, що робочий напір перед порогами прорізів патрубків цих плит дуже низький і, зазвичай, не перевищує 15–20 мм. Це призводить до того, що витрата рідини в точці змочування залишається на низькому рівні, і загальне число точок змочування стає великим.

Проте, важливо відзначити, що патрубки переливного типу не є ідеальними з точки зору запобігання унесенню бризок з апарату. У цих патрубках може виникати підхоплення газом струменів, що переливаються через пороги, і це призводить до утворення бризків в місцях, де ці струмені зіштовхуються з кільцями насадки.

Але існує спосіб вирішити ці недоліки, використовуючи патрубки зі спеціальними удосконаленнями у верхній частині. Ці патрубки мають додаткову заглушку та бічний отвір для забору рідини. Така конструкція дозволяє виконувати ряд корисних функцій:

- роздільний рух газу і рідини через зрошувальний пристрій.
- подача рідини через боковий забірний отвір патрубка за невеликого робочого напору перед цим отвором.
- плівковий перебіг рідини по внутрішній стінці патрубка.

Використання таких патрубків дозволяє працювати зрошувальній плиті без розпилення кислоти по поверхні торця насадки і одночасно забезпечує рівномірний розподіл рідини по щільній решітці точок змочення навіть при різних витратах зрошуваної кислоти – як високих, так і низьких.

Важливо відзначити, що зрошувальні плити такої конструкції виявляються малочутливими до негоризонтального розташування, що є важливою перевагою і значно спрощує процес монтажу і подальшу експлуатацію зрошувача, особливо в абсорберах великого діаметру.

Ще однією вагомою перевагою зрошувальних плит є їхній низький рівень чутливості до зміни витрати зрошувальної рідини. Завдяки цій особливості їх можна успішно використовувати при різних витратах зрошуваної рідини, навіть якщо необхідно збільшити її щільність в апараті. При цьому не виникає проблем з рівномірністю розподілу рідини та не спостерігається підвищеного утворення бризків або розпилення.

Застосування зрошувальних плит також сприяє поліпшенню кількох інших аспектів даного процесу, включаючи підвищення ефективності збору газів завдяки більш рівномірному розподілу рідини, зменшення бризків, зниження гідравлічного опору абсорбера та надійне зрошення колони, незалежно від витрати рідини.

Також слід відзначити, що ефективність процесу абсорбції в значній мірі залежить від вибору насадки. У стандартному варіанті використовувалися кільця Рашига. Однак у проекті ми плануємо використовувати керамічну кислотостійку насадку – перфоровані сідла «Інталокс». Цей тип насадки має кілька значущих переваг порівняно з кільцями Рашига:

- дозволяє значно знизити гідравлічний опір.
- збільшує об'єм газу, що проходить через насадку колони.
- збільшує площу контакту між рідиною і газом та відповідно підвищує ефективність газообміну (до 30%).
- наявність додаткових вирізів на бічних гранях насадки створює додаткові точки контакту з кислотою.

РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Технологічна схема сірчано-кислотного виробництва випалом залізного колчедану описана на рис. 2.1.

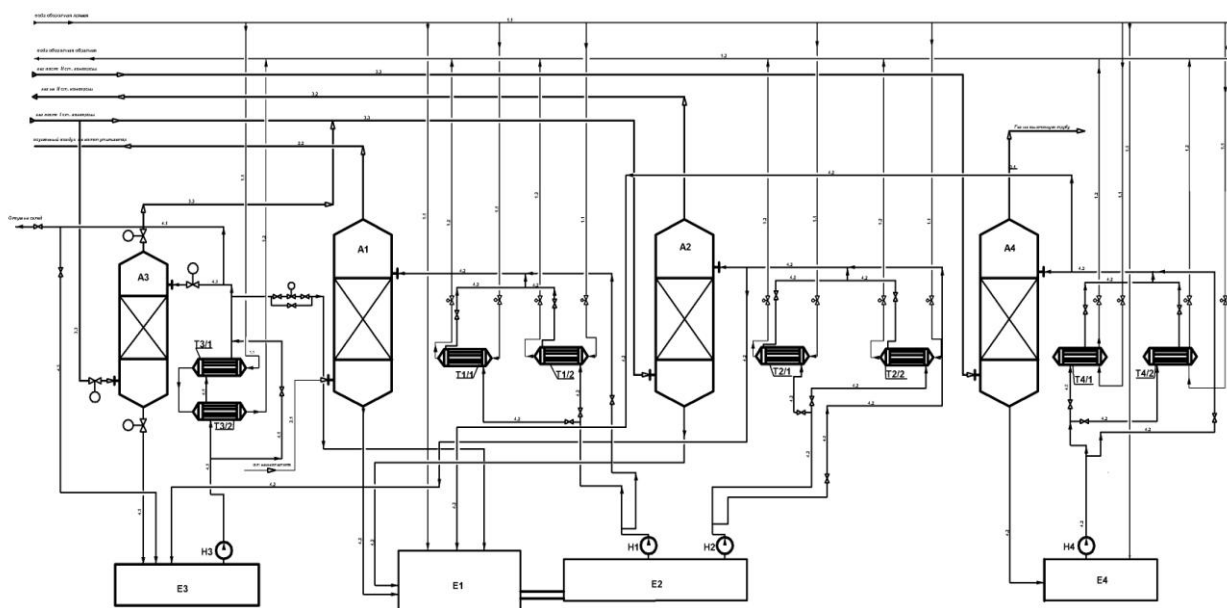


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти

Принцип функціонування цієї установки наступний. Початково, 98,5% сірчаної кислоти знаходиться в сушильній башті (позиція A1), яка змочується нею. До цієї сушильної башти подається повітря з атмосфери за допомогою вбудованого нагнітача. У башті проходить процес видалення вологи з атмосферного повітря, і результатом є отримання повітря з вмістом вологи всього лише 0,01%.

Осушене повітря подається далі в пічне відділення для спалювання сірки, потім у контактне відділення, де воно змішується з газом, що надходить після IV-го шару, з метою охолодження. Також під час пускового періоду це повітря проходить через пусковий підігрівач.

Після цього оброблене повітря несе собою вихідну кислоту до збірника-

змішувача (позиція E1). Оскільки сушильна башта функціонує під певним тиском, у збірнику-змішувачі розміщено перегородку, яка гарантує належний гідророзчин.

До збірника-змішувача також подається кислота з моногідратного абсорбера I (позиція A2), надлишкова сірчана кислота від циклу абсорбера моногідратного II (позиція A4), і вода, що використовується для підтримки концентрації кислоти на рівні 98,5% H₂SO₄.

Весь обсяг сірчаної кислоти перекачується до єдиного збірника (позиція E2), в якому розташовано два поглиблені кислотні насоси. Перший насос (поз. H1) використовується для подачі сірчаної кислоти для зрошення сушильної башти. Кислота, яка надходить для зрошення, охолоджується за допомогою зворотної води у двох паралельно підключених кожухотрубчастих холодильниках (поз. T1/1,2) за прямоточною схемою передавання тепла.

Після проходження третього шару контактного апарату, газ направляється на проміжну абсорбцію. Перша ступінь абсорбції складається з олеумного абсорбера (поз. A3) та моногідратного абсорбера I (поз. A2). Абсорбер олеумний включений в обхід абсорбера моногідратного I. Газові потоки до абсорберів олеумного, моногідратного I та після абсорбера олеумного обробляються.

Процес циклу олеумного абсорбера включає в себе олеумний абсорбер (поз. A3), збірник для циркуляції (поз. E3) і два кожухотрубчасті холодильники (поз. T3/1,2), які з'єднані послідовно і працюють за протиточною схемою передачі тепла.

Абсорбер олеумний зрошується 20% олеумом при температурі 55 °C. Вихідна температура олеуму становить 73 °C. Внаслідок абсорбції SO₃ відбувається підвищення концентрації олеуму до 21,5% SO₃ (звільненої).

Розведення олеуму до концентрації 20% SO₃ (звільненої) здійснюється за допомогою 98,5% сірчаної кислоти, яка надходить із циклу абсорбера моногідратного I. Температура олеуму, утвореного у збірнику після змішування, досягає 70 °C. Зі збірника олеум подається за допомогою занурювального насоса (поз. H3)

до двох послідовно з'єднаних кожухотрубчастих холодильників (поз. T3/1,2) для подальшого охолодження.

Моногідратний абсорбер I призначений для зрошення 98,5% сірчаною кислотою, яка постачається з об'єданого збірника (позиція E2). У цьому абсорбері відбувається поглинання SO₃ з газового потоку.

Охолодження сірчаної кислоти циклу моногідратного абсорбера I здійснюється за допомогою двох кожухотрубчастих холодильників (позиція T2/1,2), які працюють паралельно за прямоточною схемою переносу тепла. Після проходження цих холодильників (позиція T2/1,2), охолоджена сірча кислота подається для зрошення першого моногідратного абсорбера.

Після другого ступеня конверсії газ направляється до моногідратного абсорбера II (позиція A4). Відпрацьований газ після абсорбера подається до вихлопної труби.

Сірчана кислота, яка виходить із моногідратного абсорбера II, подається до збірника (позиція E4), де вона розбавляється водою до досягнення концентрації 98,5% H₂SO₄. Зі збірника сірчана кислота подається до охолодження у два кожухотрубчасті холодильники (позиція T4/1,2). Підключення цих холодильників відбувається паралельно з протитечійною схемою руху середовищ.

Після холодильників (позиція T4/1,2), сірчана кислота направляється для зрошення моногідратного абсорбера II (позиція A4). Надлишок сірчаної кислоти відправляється до збірника-змішувача (позиція E2).

Температура кислоти для зрошення обладнання башти регулюється шляхом введення частини кислотного потоку за обхідним каналом навколо холодильників.

Усі кожухотрубчасті холодильники використовують оборотну воду як охолоджуюче середовище, яке в свою чергу охолоджується в системі водоохолодження.

2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції [4, 10]

Розрахунок діаметра колони та щільності зрошення. Діаметр насадкової колони розраховується з рівняння об'ємної витрати суцільної фази в залежності від допустимої швидкості газу w_2 та його максимальної витрати V_2 [4, 10]:

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_2}{\pi \cdot w_2}} = \sqrt{\frac{V_2}{0,785 \cdot w_2}}. \quad (2.1)$$

Обчислений за формулою (2.1) діаметр колони округлюють до стандартного діаметра D_k циліндричних обичайок (див. табл. 2.1), з уточненням фактичної робочої швидкості газу в апараті w_y [4, 10]:

$$w_y = \frac{V_2}{0,785 \cdot D_k^2}. \quad (2.2)$$

Таблиця 2.1 – Стандартизовані ряди діаметрів колон [10]

Промисловість	Нормальні ряди діаметрів колонних апаратів, мм
Хімічна	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000
Нафтопереробна	1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 6000; 6400; 7000; 8000; 9000

При визначенні діаметра насадкового абсорбера важливо враховувати, як насадка змочується абсорбентом. Цей зв'язок між змочуваністю насадки і параметрами абсорбера, такими як його діаметр і витрата абсорбенту, може бути виражений через щільність зрошення. Залежність між цими факторами може бути описана такою формулою [4]:

$$U = \frac{L}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot \rho_x}. \quad (2.3)$$

У випадку, коли щільність зрошення є недостатньою або подача рідини не організована належним чином, поверхня насадки може бути змочена лише частково, і деяка частина цієї поверхні може залишатися практично неактивною в процесі масопередачі. Це може статися через утворення застійних зон рідини або нерівномірного розподілу газу по перерізу колони.

Важливо відзначити, що існує оптимальна щільність зрошення, при якій всю поверхню насадки можна вважати змоченою і активною для процесу масопередачі. Для насадкових абсорберів ця оптимальна щільність зрошення може бути визначена за допомогою співвідношення [4]:

$$U_{opt} = a_n \cdot q_{ef}, \quad (2.4)$$

де q_{ef} – ефективна лінійна щільність зрошення, m^2/s .

У джерелах [4, 10] наводиться рівняння, яке служить інструментом для визначення оптимальної щільності зрошення, позначеної як U_{opt} , у насадкових колонах, залежно від конкретного виду процесу. Коли щільність зрошення, позначена як U , менша за U_{opt} , то насадка не буде належним чином змоченою. У такому випадку, не всі доступні поверхні насадки беруть участь у процесі масопередачі. Цей факт враховується за допомогою коефіцієнта змочуваності, який може бути розрахований за наступною формулою:

$$\psi = 1 - B \cdot \exp(-C \cdot Re_x^n) = 1 - B \cdot \exp\left[-C \cdot \left(\frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a_n \cdot \mu_x}\right)^n\right], \quad (2.5)$$

де B , C і n – постійні, значення яких визначаються типом насадки

Якщо при даній щільності зрошення коефіцієнт змочуваності наближається до одиниці, то вважається, що розрахунок діаметра абсорбера залишається завершеним. Однак, якщо значення коефіцієнта, позначеного як ψ , суттєво відхиляється від одиниці, то це свідчить про те, що змочуваність насадки не є задовільною. У такому випадку, доцільно розглянути можливість використання насадки біль-

ших розмірів з меншою питомою поверхнею. Це рішення дозволяє зменшити оптимальну щільність зрошення, підвищити допустиму швидкість газу та зменшити площу перерізу колони. В результаті, за однакової витрати абсорбенту, досягається більша ефективність у змочуванні насадки.

Крім того, для забезпечення рівномірного змочування насадки необхідно враховувати наступне співвідношення між діаметром колони (D_k) та діаметром насадки (d_e)[10]:

$$D_k/d_e \geq 8.$$

Висота шару насадки та повна висота колони. В інженерній практиці існують три основних методи для розрахунку процесів абсорбції.

Перший метод передбачає вираження кінетики процесу через коефіцієнти масопередачі, обчислення рушійної сили на основі різниці концентрацій, а також визначення висоти насадкового шару з використанням основного рівняння масопередачі:

$$H = \frac{\Delta M}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot a_n \cdot \psi \cdot K_y \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{\Delta M}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot a_n \cdot \psi \cdot K_x \cdot \Delta X_{cp}}. \quad (2.6)$$

Другий метод оцінює кінетику процесу за допомогою параметра, який називається висотою одиниці перенесення. Рушійну силу в цьому методі розраховують на основі числа одиниць перенесення. Визначення висоти насадкового шару в цьому випадку виконується за допомогою модифікованого рівняння масопередачі.

$$H = n_{oy} \cdot h_{oy} = n_{ox} \cdot h_{ox}, \quad (2.7)$$

в ньому загальні висоти одиниці перенесення h_{oy} і h_{ox} пов'язані з частинними висотами одиниці перенесення h_x і h_y співвідношеннями:

$$h_{oy} = h_y + h_x/A, \quad h_{ox} = h_y \cdot A + h_x, \quad (2.8)$$

де A – абсорбційний фактор, $A = L/(m \cdot G) = l/m$.

Далі вказані наступні співвідношення для розрахунку частинної висоти одиниці перенесення в газовій фазі отримані на основі критеріальних рівнянь [10]:

– для регулярних насадок

$$h_y = 1,5 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,26} \cdot Pr_{Dy}^{0,67} \cdot (h/d_e)^{0,47}; \quad (2.9)$$

– для неупорядковано засипаних насадок

$$h_y = 0,615 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,345} \cdot Pr_{Dy}^{0,67}. \quad (2.10)$$

Частинна висота одиниці перенесення в рідкій фазі розраховується за наступною формулою, одержаною після перетворень критеріального рівняння [10]:

$$h_x = 119 \cdot \delta_{nl} \cdot Re_x^{0,25} \cdot Pr_{Dx}^{0,5}. \quad (2.11)$$

Відповідно до третього методу, кінетика виражається за допомогою висоти, еквівалентної теоретичній тарілці h_{emm} , рушійна сила обчислюється опосередковано через число теоретичних тарілок N_{oz} , а висота шару насадки розраховується за наступною формулою:

$$H = N_{oz} \cdot h_{emm}. \quad (2.12)$$

Теоретична тарілка, або теоретичний ступінь концентраційних змін, відповідає певній гіпотетичній ділянці апарата, на якій рідина повністю змішується, а концентрації фаз, що відводяться, є рівноважними.

Для визначення числа теоретичних тарілок можна використовувати рівняння Кремсера [10]:

$$N_{oz} = \frac{\lg\left(\frac{A-\varphi}{1-\varphi}\right)}{\lg A} - 1, \quad (2.13)$$

де φ – коефіцієнт видобування ключового компонента газу (відношення фактичної кількості поглиненого компонента до теоретичної, яку досягають в умовах рівноваги між газом, що виходить з абсорбера, та рідиною, що надходить до абсорбера),

$$\varphi = \frac{Y_n - Y_{\kappa}}{Y_n - Y_{\kappa}^*}. \quad (2.14)$$

Значення висоти насадки, яка еквівалентна одній теоретичній тарілці, вказує на ефективність контакту або ефективність самої насадки. Ефективність насадкової колони залежить від різних факторів, включаючи параметри витрат, фізичні властивості газу і рідини, тип насадки, початковий розподіл зрошувальної рідини, розмір і матеріал насадки, висоту шару насадки і метод її укладання. Крім того, ефективність насадкової колони сильно впливає на нерівномірний розподіл потоків по перерізу колони, що може призводити до вибіркового руху газу і рідини.

Незважаючи на тривалий досвід досліджень насадкових колон, значення висоти насадки, еквівалентної одиниці перенесення, до цього часу визначається за допомогою напівемпіричних та емпіричних рівнянь.

Висоту насадки з кілець, яка еквівалентна одній теоретичній тарілці, можна розрахувати використовуючи наступне рівняння [10]:

$$h_{emm} = 5,2 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,2} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y}\right)^{0,2} \cdot \frac{\lg A}{1-1/A}. \quad (2.15)$$

Висоту насадки, еквівалентну одній теоретичній тарілці, для умов, що відповідають початку емульгування, можна розрахувати використовуючи наступне

рівняння [10]:

$$h_{emm} = 48 \cdot \left(\frac{w_y \cdot \rho_y}{\mu_y} \right)^{0,2} \cdot a_n^{-1,2} \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{G}{L} \right)^{0,405} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,225} \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_x} \right)^{0,045} \cdot \frac{\lg A}{1-1/A}. \quad (2.16)$$

У разі якщо розчинність поглиненого газу підпорядковується закону Генрі, і лінія рівноваги представляє собою пряму, множник $\lg A/(1-1/A)$ з формул (2.15) і (2.16) беруть таким, що дорівнює одиниці.

Висота насадки, еквівалентна одній теоретичній тарілці, для колон, що працюють в емульгаційному режимі, може визначатися за наступним рівнянням [4]:

$$h_{emm} = 200 \cdot \left(\frac{\varepsilon}{a_n} \right)^{1,2} \cdot \frac{1}{w_y^{0,4}}. \quad (2.17)$$

Повна висота насадкової колони включає в себе як робочу висоту шару насадки, так і висоту, яка враховує необхідність виділення додаткових об'ємів, таких як простори для сепарації, установка додаткових пристроїв, таких як розподільники рідини, конуси для відводу рідини, перерозподільні тарілки, люки для обслуговування, ремонту, завантаження і вивантаження насадки та інші елементи. Повна висота насадкової колони розраховується за допомогою наступної формули [4]:

$$H_k = H + (n-1) \cdot h_n + H_\varepsilon + H_n, \quad (2.18)$$

де n – кількість секцій насадки;

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

H_ε – висота сепараційного простору над насадкою;

H_n – відстань між днищем колони і насадкою.

Відношення висоти насадки до діаметра колони має відповідати умові $H/D_k = 1,5-10$. Кількість секцій насадки у колоні визначається з умови, що відношення

висоти кожної секції до діаметра колони не перевищує 2,5–3 [4].

Між секціями слід залишати відстань, яка потрібна для розміщення опорних і перерозподільних пристроїв. Зазвичай ця відстань становить від 0,3 до 0,5 м, а висота кожної секції колони зазвичай коливається від 2 до 3 метрів [4].

Відстань H_6 від верху насадки до верхньої кришки абсорбера може складати від 2 до 3 метрів і залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки і висоти сепараційного простору. У сепараційному просторі часто встановлюють краплевідбійники для уникнення викидів рідини з колони [4].

Відстань H_n від днища абсорбера до нижньої межі насадки складає $(1-1,5) \cdot D_k$ і визначається необхідністю забезпечення рівномірного введення оброблюваних газів у насадку. Вибір висоти верхньої частини H_6 та нижньої частини H_n колони також може здійснюватися в залежності від діаметра колони, враховуючи рекомендації [4].

2.3 Опис об'єкта дослідження

Зображений на рис. 2.2 олеумний абсорбер представляє собою сталевий, зварний, вертикальний циліндричний апарат з конічною кришкою 2 і плоским нижнім днищем 8.

Внутрішня обшивка апарата виготовлена з матеріалів, стійких до корозії, для забезпечення його довговічності і надійності. Футерування нижньої частини апарата виконано разом з арками, які закінчуються ґратами під насадку. Вище насадки, на рівні 6, розташована розподільна система, яка складається з розподільної плити 5 і пристроїв типу «павук» 4. Корпус апарата обладнаний захисними обшивками з матеріалів, стійких до корозії. Також абсорбер оснащений штуцерами і люками технологічного призначення для забезпечення зручності обслуговування і монтажу.

З контактного апарата газ направляється в ангідридний холодильник, а після нього – в олеумний абсорбер. Газові шляхи до і після олеумного абсорбера обладнані обшивкою для захисту від корозії.

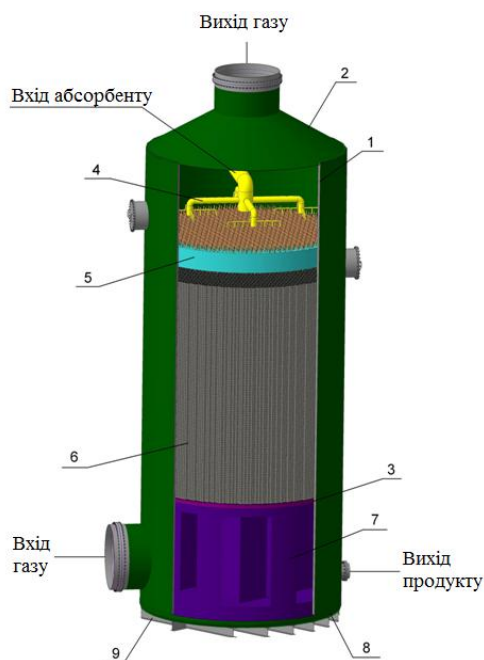


Рисунок 2.2 – Модель олеумного абсорбера: 1 – сталева обичайка; 2 – кришка; 3 – колосникова решітка; 4 – «павук»; 5 – розподільна плита; 6 – шар насадки; 7 – опора колосникових ґрат; 8 – днище апарату; 9 – опора апарату

Процес в олеумному абсорбері включає абсорбер олеумний, циркуляційний збірник, а також два кожухотрубчастих холодильника, які послідовно підключені за схемою протитечії середовища.

Абсорбер олеумний зрошується олеумом, який містить 20% вільного SO_3 . Газ вводиться в апарат через штуцер у підколосниковому просторі і виводиться зверху через штуцер у кришці. Подачу кислоти для зрошення забезпечує розподільний пристрій типу «павук» на розподільну плиту для забезпечення рівномірного розподілу зрошення по всьому поперечному перерізу абсорбера. Зрошувана кислота стікає по насадці у вигляді плівки. Взаємодія газу з кислотою переважно відбувається на поверхні насадки, покритій тонкою поточною плівкою. Кислота виводиться знизу апарата. В результаті абсорбції SO_3 відбувається зміцнення концентрації зрошуваного олеуму. Олеум нагрівається за рахунок тепла, що виділяється в реакції утворення H_2SO_4 . Гарячий концентрований олеум виводиться з абсорбера в збірник.

2.4 Технологічні розрахунки

Витрата циркулюючої кислоти:

$$L = L_c \cdot K_u = 20 \cdot 43379 = 867580 \text{ кг/год}, \quad (2.19)$$

де L_c – продуктивність абсорбера (олеум на склад); $L_c = 43379$ кг/год;
 K_u – кратність циркуляції кислоти; $K_u = 20$.

Маса газу SO_3 , що переходить у процесі абсорбції з газової суміші в поглинач за одиницю часу розраховуємо за наступним рівнянням:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L \cdot (\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (2.20)$$

де G , L – витрати відповідно чистого поглинача і інертної частини газу, кг/год.;

\bar{X}_n, \bar{X}_k – початкова та кінцева концентрації газу SO_3 в поглиначі, кг SO_3 /кг рідини;

\bar{Y}_n, \bar{Y}_k – початкова та кінцева концентрації газу SO_3 у газі, кг SO_3 /кг газу.

Виразимо склади фаз, навантаження по газу і рідини в обраній для обчислення розмірності:

$$\bar{X}_n = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot \frac{x_n}{(1-x_n)} = \frac{80 \cdot 0,2}{98 \cdot (1-0,2)} = 0,204 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{SO}_4$$

$$\bar{X}_k = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot \frac{x_k}{(1-x_k)} = \frac{80 \cdot 0,215}{98 \cdot (1-0,215)} = 0,223 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{SO}_4$$

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_g} \cdot \frac{y_n}{(1-y_n)} = \frac{80 \cdot 0,1181}{34,6} = 0,273 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг газу}$$

$$\bar{Y}_k = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_g} \cdot \frac{y_k}{(1-y_k)} = \frac{80 \cdot 0,026}{34,6} = 0,06 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг газу},$$

де x_H – початковий вміст SO_3 у абсорбенті; $x_H = 0,2$ (20 % вільн. SO_3);
 x_K – кінцевий вміст SO_3 у продукті; $x_K = 0,215$ (21,5 % вільн. SO_3);
 y_H – початковий вміст SO_3 у газі; $y_H = 11,81$ % об.;
 y_K – кінцевий вміст SO_3 у газі; $y_K = 2,6$ % об.

Витрата газу:

$$G = \frac{L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H)}{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)} = \frac{867580 \cdot (0,223 - 0,204)}{(0,273 - 0,06)} = 77390 \text{ кг / год}, \quad (2.21)$$

Тоді співвідношення витрат фаз, або питома витрата поглинача, буде:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{867580}{77390} = 11,21 \quad (2.22)$$

Граничну швидкість газу, вище якої настає захлинання насадкових абсорберів, можемо обчислити за формулою:

$$\lg \left[\frac{w_{np}^2 \cdot a_n \cdot \rho_g \cdot \mu_{жс}^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{жс}} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_{жс}} \right)^{0,125}, \quad (2.23)$$

де w_{np} – гранична фіктивна швидкість газу, м/с;

$\mu_{жс} = 11$ мПа·с – в'язкість олеуму при робочій температурі [2];

$\rho_{жс} = 1870$ кг/м³ – густина поглинача [2].

Для обчислення граничної швидкості газу виберемо тип насадки. Для нашого проекту виберемо насадку – керамічні перфоровані сідла «Інталокс» (50 мм).

Характеристики вибраної насадки [3]: $a = 106$ м²/м³ – питома поверхня насадки; $\varepsilon = 0,81$ – м³/м³ – вільний об'єм.

Молярна маса:

$$M_z = M_{SO_3} \cdot Y_{SO_3} + M_{SO_2} \cdot Y_{SO_2} + M_{N_2} \cdot Y_{N_2} + M_{O_2} \cdot Y_{O_2}, \quad (2.24)$$

$$M_z = 80 \cdot 0,1181 + 64 \cdot 0,0087 + 28 \cdot 0,8368 + 32 \cdot 0,0364 = 34,6 \text{ кг/кмоль.}$$

Таблиця 2.2 – Молярна маса і вміст компонентів у газі

Речовина	Молярна маса, кг/кмоль	Вміст у газі, %
SO ₃	80	11,81
SO ₂	64	0,87
N ₂	28	83,68
O ₂	32	3,64

Густина газу:

$$\rho_z = \frac{M_z}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{34,6 \cdot 273 \cdot 0,117}{22,4 \cdot 443 \cdot 0,1} = 1,11 \text{ кг/м}^3, \quad (2.25)$$

Об'ємна витрата газу складе:

$$V = \frac{G}{\rho_z} = \frac{77390}{1,11} = 69720 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.26)$$

Граничну швидкість ω_{np} обчислюємо, приймаючи, що співвідношення фаз у разі розбавлених сумішей приблизно дорівнює відношенню витрат інертних фаз:

$$\lg \left[\frac{w_{np}^2 \cdot 106 \cdot 1,11 \cdot (11 \cdot 10^{-3})^{0,16}}{9,81 \cdot 0,81^3 \cdot 1870} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{867580}{77390} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,11}{1870} \right)^{0,125}$$

Обчислюючи це рівняння, одержимо $\omega_{np} = 1,2 \text{ м/с}$. Робочу швидкість приймаємо рівною $\omega = \omega_{np} \cdot 0,85 = 1,2 \cdot 0,85 = 1,02 \text{ м/с}$.

Діаметр абсорбера знаходимо з рівняння витрати:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 69720}{3,14 \cdot 1,02 \cdot 3600}} = 4,92 \text{ м} \quad (2.27)$$

Приймаємо діаметр абсорбера $D = 5,0$ м.

Щільність зрошення обчислюємо за формулою:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot S}, \quad (2.28)$$

де S – щільність поперечного перерізу абсорбера, м^2 .

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 5,0^2}{4} = 19,625 \text{ м}^2 \quad (2.29)$$

Підставивши отримаємо:

$$U = \frac{867580}{1870 \cdot 19,625 \cdot 3600} = 6,57 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

Мінімальна ефективна щільність зрошення [2]:

$$U_{\min} = a \cdot q_{\text{эф}}, \quad (2.30)$$

де $q_{\text{эф}} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$.

Підставивши отримаємо:

$$U_{\min} = 106 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 2,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

Умова $U \geq U_{\min}$ виконується, отже, насадка зрошується повністю.

Кількість поглиненого SO_3 :

$$W_A = \frac{L \cdot (x_k - x_n)}{1 - x_k} = \frac{867580 \cdot (0,215 - 0,2)}{1 - 0,215} = 16578 \text{ кг/год} \quad (2.31)$$

Знайдемо відведення тепла при охолодженні газу:

$$Q_1 = V \cdot c_2 \cdot (t_n^r - t_k^r), \quad (2.32)$$

де c_2 – теплоємність газу; $c_2 = 0,32$ ккал/м³град [2];

t_n^r – температура газу на вході в абсорбер; $t_n^r = 170^\circ\text{C}$;

t_k^r – температура газу на виході з абсорбера; $t_k^r = 60^\circ\text{C}$.

$$Q_1 = 69720 \cdot 0,32 \cdot (170 - 60) = 2454144 \text{ ккал/год} = 2852261 \text{ Вт}$$

Теплота розчинення SO_3 складе:

$$Q_2 = W_A \cdot \Delta H_{\text{диф}}, \quad (2.33)$$

де $\Delta H_{\text{диф}}$ – диференційна теплота розчинення; $\Delta H_{\text{диф}} = 172$ ккал/кг [2].

$$Q_2 = 16578 \cdot 172 = 2851416 \text{ ккал/год} = 3313979 \text{ Вт}$$

Загальна кількість тепла, яке виділяється:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 2454144 + 2851416 = 5305560 \text{ ккал/год} = 6166240 \text{ Вт} \quad (2.34)$$

Нагрівання олеуму:

$$\Delta t = \frac{Q}{L \cdot c_o}, \quad (2.35)$$

де c_o – теплоємність газу; $c_o=0,34$ ккал/кг·град [2].

$$\Delta t = \frac{5305560}{867580 \cdot 0,34} = 18^\circ\text{C}$$

При вихідній температурі олеуму 55°C його кінцева температура складе 73°C .

Рівноважний тиск SO_3 над олеумом, що надходить (20 % вільн. SO_3 , 55°C), складає $P_2^*=0,013$ бар = 1300 Па, а над олеумом, що виходить (21,5 % вільн. SO_3 , 73°C), $P_1^*=0,041$ бар = 4100 Па. Парціальний тиск SO_3 (при загальному тиску $P=1,17$ бар = 117000 Па) у газі, що надходить $P_1=0,138$ бар = 13800 Па, у газі, що виходить $P_2=0,03$ бар = 3000 Па.

Рушійна сила:

– унизу абсорбера $P_1 - P_1^*=0,138-0,041=0,097$ бар = 9700 Па;

– уверху абсорбера $P_2 - P_2^*=0,03-0,013=0,017$ бар = 1700 Па.

Середня рушійна сила:

$$(P - P^*)_{\text{ср}} = \frac{(P_1 - P_1^*) - (P_2 - P_2^*)}{2,3 \cdot \lg \frac{P_1 - P_1^*}{P_2 - P_2^*}} = \frac{0,097 - 0,017}{2,3 \cdot \lg \frac{0,097}{0,017}} = 0,048 \text{ бар} = 4800 \text{ Па} \quad (2.36)$$

Ефективна поверхня контакту [2]:

$$a_{\text{эф}} = \frac{U \cdot \gamma}{P + q \cdot U}, \quad (2.37)$$

де P і q – коефіцієнти, що залежать від типу насадки;
 γ – коефіцієнт погіршення.

Приймаємо число точок подачі зрошення на 1 м^2 $n=100$:

$$\gamma = \frac{n}{n+b} = \frac{100}{100+19} = 0,84 \quad (2.38)$$

Підставивши розрахункові значення, отримаємо:

$$a_{\text{эф}} = \frac{6,57 \cdot 10^{-3} \cdot 0,84 \cdot 3600}{0,0194 + 0,0086 \cdot 6,57 \cdot 10^{-3} \cdot 3600} = 89 \text{ м}^{-1}$$

Коефіцієнт масовіддачі розраховуємо з рівняння [2]:

$$\beta_x = 57,8 \cdot \omega_{np}^{0,74} = 57,8 \cdot 1,2^{0,74} = 66,15 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{МПа} . \quad (2.39)$$

Для 20 % олеуму при усередненій температурі $t_{cp}=65^\circ\text{C}$ і при $\text{CH}_2\text{SO}_4=104,5$ % маємо $K_0=3$, $K_1=0,53$, $K_2=0,74$ [2]. Отже, коефіцієнт масопередачі складе:

$$K = \beta_x \cdot K_0 \cdot K_1 \cdot K_2 = 66,15 \cdot 3 \cdot 0,53 \cdot 0,74 = 77,83 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{МПа}$$

Об'ємний коефіцієнт масопередачі при коефіцієнту запасу $f = 2$:

$$K_v = \frac{K \cdot a_{\text{эф}}}{f} = \frac{77,83 \cdot 89}{2} = 3463 \text{ кг} / \text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{бар} = 34,63 \text{ кг} / \text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{МПа}$$

2.5 Конструктивні розрахунки апарата

Об'єм насадки:

$$V_{нас} = \frac{W_A}{K_V \cdot (P - P^*)_{cp}} = \frac{16578}{3463 \cdot 0,048} = 99,7 \text{ м}^3 \quad (2.40)$$

Висота насадки:

$$H = \frac{V_{нас}}{S} = \frac{99,7}{19,625} = 5 \text{ м} \quad (2.41)$$

Розрахуємо діаметр патрубку для введення вихідної газової суміші:

$$d_2 = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_{2,n}}}, \quad (2.42)$$

де $w_{2,n}$ – швидкість потоку газової суміші, приймаємо $w_{2,n} = 10 \text{ м/с}$.

$$d_2 = \sqrt{\frac{69720}{0,785 \cdot 10 \cdot 3600}} = 1,6 \text{ м.}$$

Приймаємо патрубок $\text{Ø}1620 \times 10 \text{ мм}$ із фланцем $1780 \times 10 \text{ мм}$.

Обчислюємо діаметр патрубку для введення рідини:

$$d_{жс} = \sqrt{\frac{V_{жс}}{0,785 \cdot w_{жс}}}, \quad (2.43)$$

де $w_{жс}$ – швидкість потоку рідини, приймаємо $w_{жс} = 1,5 \text{ м/с}$.

$$d_{жс} = \sqrt{\frac{0,129}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,33 \text{ м}$$

Приймаємо патрубок $\text{Ø}377 \times 8$ мм із фланцем 485×8 мм.

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера буде складати:

$$h_1 = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 5 = 2,5 \text{ м} \quad (2.44)$$

Установимо у верхній частині колони розподільник кислоти типу «павук» і розподільну плиту.

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера:

$$h_2 = 0,6 \cdot D = 0,6 \cdot 5 = 3 \text{ м} \quad (2.45)$$

При цьому, тут розташований патрубок для введення в абсорбер газової суміші.

Загальна геометрична висота абсорбера:

$$H_a = H + h_1 + h_2 = 6 + 2,5 + 3 = 11,5 \text{ м} \quad (2.46)$$

2.6 Визначення гідравлічного опору апарата

Для гідравлічного розрахунку була використана методика, описана в джерелі [11].

Гідравлічний опір, позначений як ΔP_a є результатом енергетичних витрат, які необхідно витратити на переміщення газового потоку через абсорбер. Для визначення величини ΔP_a застосовується наступне рівняння:

$$\Delta P_a = \Delta P_c \cdot 10^{b \cdot U}, \quad (2.47)$$

де ΔP_c – гідравлічний опір сухої (не зрошеною рідиною) насадки;

U – щільність зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

$b = 28$ – коефіцієнт, що залежить від типу насадки.

Гідравлічний опір сухої насадки розрахуємо за рівнянням:

$$\Delta P_c = \lambda \cdot \frac{H}{d_3} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \cdot \rho_2, \quad (2.48)$$

де ω_0 – швидкість газу у вільному перерізі насадки:

$$\omega_0 = \frac{\omega}{\varepsilon} = \frac{1,02}{0,81} = 1,26 \text{ м/с} \quad (2.49)$$

λ – коефіцієнт опору, який обчислимо за формулою:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_Y} + 2,34 \quad (2.50)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$\text{Re}_Y = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho_2}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{1,02 \cdot 0,050 \cdot 1,11}{0,81 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3}} = 3328 \quad (2.51)$$

Тоді:

$$\lambda = \frac{133}{3328} + 2,34 = 2,38$$

Підставивши розрахункові значення, отримаємо:

$$\Delta P_c = 2,38 \cdot \frac{6}{0,050} \cdot \frac{1,26^2}{2} \cdot 1,11 = 252 \text{ Па}$$

$$\Delta P_a = 252 \cdot 10^{28 \cdot 6,57 \cdot 10^{-3}} = 385 \text{ Па}$$

2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

Проведемо процес вибору вентилятора, який буде використовуватися для постачання газу у процесі абсорбції відповідно до методики, описаної в джерелі [12]. Газ подається в нижню частину абсорбера з такими робочими характеристиками: витрата газу становить 19,4 м³/с, температура газу – 170 °С, тиск – 0,117 МПа.

Для цього випадку ми визначимо швидкість газу в трубопроводі, яка складає 10 м/с. З цієї вихідної інформації ми можемо обчислити внутрішній діаметр трубопроводу за наступною формулою:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (2.52)$$

Підставивши отримаємо:

$$d = \sqrt{\frac{19,4}{0,785 \cdot 10}} = 1,6 \text{ м}$$

Обираємо сталеву трубу із зовнішнім діаметром 1620 мм, товщиною 10 мм. Внутрішній діаметр труби – d = 1,6 м. Фактична швидкість води в трубі складе:

$$\omega = \frac{V}{0,785 \cdot d^2} \quad (2.53)$$

Підставивши отримаємо:

$$\omega = \frac{19,4}{0,785 \cdot 1,6^2} = 9,7 \text{ м/с}$$

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.54)$$

де $\mu = 0,021 \cdot 10^{-3}$ Па·с – в'язкість газу при температурі 170°C [2];
 $\rho = 1,11 \text{ м}^3/\text{с}$ – густина газу.

Підставивши отримаємо:

$$\text{Re} = \frac{9,7 \cdot 1,6 \cdot 1,11}{0,021 \cdot 10^{-3}} = 820343$$

Прийmemo, що труби деякий час експлуатувалися і мають невелику корозію.
 Абсолютна шорсткість при цьому $\Delta = 1,5 \cdot 10^{-4}$ м.

Тоді $e = \Delta/d = 1,5 \cdot 10^{-4} / 1,6 = 0,00009$.

$$1/e = 11111; 10/e = 111111; 560/e = 6222222$$

$111111 < \text{Re} < 6222222$, тобто в трубопроводі має місце змішане тертя, і обчислення λ необхідно здійснювати за наступною формулою:

$$\lambda = 0,11(e + 68 / \text{Re})^{0,25}. \quad (2.55)$$

Підставивши отримаємо:

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,00009 + 68 / 820343)^{0,25} = 0,013.$$

Обчислимо суму коефіцієнтів місцевих опорів:

- 1) вхід в трубу (приймаємо з гострими краями): $\xi_1 = 0,5$;
- 2) відводи під кутом 90° : $\xi_2 = 1,1$;
- 3) вихід з труби: $\xi_3 = 1$.

Суму коефіцієнтів місцевих опорів розраховуємо наступним чином:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 1,1 + 1 = 3,7. \quad (2.56)$$

Гідрравлічний опір трубопроводу обчислимо за формулою:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.57)$$

де $l = 6$ м – довжина трубопроводу.

Обчислимо гідрравлічний опір трубопроводу:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{0,013 \cdot 6}{1,6} + 3,7 \right) \cdot \frac{1,11 \cdot 9,7^2}{2} = 195,8 \text{ Па}$$

Проведимо обчислення надлишкового тиску, необхідного для того, щоб вентилятор міг подолати гідрравлічний опір апарата і трубопроводу.

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_{ап} + \Delta p_{нап}, \quad (2.58)$$

де $\Delta p_{тр}$ – гідрравлічний опір трубопроводу, Па;

$\Delta p_{ап}$ – опір апарату, Па;

$\Delta p_{нап}$ – втрати напору по висоті, Па.

Опір апарата:

$$\Delta p_{\text{ап}} = 385 \text{ Па.}$$

Втрати напору по висоті:

$$\Delta p_{\text{нап}} = \rho \cdot g \cdot h = 1,11 \cdot 9,81 \cdot 4 = 43,6 \text{ Па.}$$

Підставивши отримаємо:

$$\Delta p = 195,8 + 385 + 43,6 = 624,4 \text{ Па.}$$

Корисна потужність вентилятору:

$$N_n = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_{\text{вент}} \cdot \eta_{\text{прив}}}, \quad (2.59)$$

де $\eta_{\text{вент}} = 0,75$ – к.к.д. вентилятору;

$\eta_{\text{прив}} = 0,93$ – к.к.д приводу.

Підставивши отримаємо:

$$N_n = \frac{19,4 \cdot 624,4}{1000 \cdot 0,75 \cdot 0,93} = 17,4 \text{ кВт.}$$

Враховуючи отримані дані, підходящою моделлю вентилятора є В-Ц12-49-8-01, для якого при оптимальних умовах роботи ($Q = 20,4 \text{ м}^3/\text{с}$, $\rho \cdot g \cdot h = 5700 \text{ Па}$, $n = 24,15 \text{ с}^{-1}$) підходить двигун 4А315S4 з $P_{\text{ном}} = 23 \text{ кВт}$.

Наступним етапом здійснимо підбір насосу, який перекачуватиме рідини при температурі $t = 70^\circ\text{C}$ із ємності в апарат, який працює під надлишковим тиском [12]. Витрата рідини $G = 241 \text{ кг/с}$. Так як насос стоїть на одному рівні з ємніс-

тю, то будемо враховувати тільки нагнітальну лінію, на якій знаходяться два відведення під кутом 90° і 2 нормальних вентиля.

Приймаємо швидкість течії рідини 2 м/с. Тоді діаметр складе:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega}}, \quad (2.60)$$

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

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{241}{1870} = 0,129 \text{ м}^3/\text{с},$$

при $\rho = 1870 \text{ кг/м}^3$.

Підставивши отримаємо:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,129}{3,14 \cdot 2}} = 0,29 \text{ м}.$$

Обираємо сталеву трубу зовнішнім діаметром 350 мм, товщиною стінки 8,0 мм. Внутрішній діаметр труби $d = 334 \text{ мм}$.

Фактична швидкість води в трубі складе:

$$\omega = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,129}{3,14 \cdot 0,334^2} = 1,5 \text{ м/с}.$$

Припустимо, що корозія трубопроводу незначна.

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1,5 \cdot 0,334 \cdot 1870}{11 \cdot 10^{-3}} = 85170,$$

при $\mu = 11 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Тобто режим течії рідини по трубопроводу – турбулентний.

Приймаємо абсолютну шорсткість $\Delta=0,0002$ м.

Тоді:

$$e = \Delta/d = 0,0002/0,334 = 0,0006.$$

Далі маємо:

$$1/e = 1670; 10/e = 16700; 560/e = 935200;$$

$$10/e < Re < 560/e.$$

Отже, в трубопроводі наявне змішане тертя:

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,0006 + 68 / 85170)^{0,25} = 0,021.$$

Наступним етапом визначимо суму коефіцієнтів місцевих опорів.

Для нагнітальної лінії:

- 1) вхід у трубу: раптове розширення $\xi_1=0,64+0,5$; раптове звуження $\xi_2=0,4$;
- 2) відведення під кутом 90° : $\xi_3=1,5$;
- 3) нормальний вентиль для $d= 0,334$ мм: $\xi_4=4,9$;
- 4) вихід із труби: $\xi_5=1$.

Сума коефіцієнтів місцевих опорів у нагнітальній лінії складе:

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2 + 2 \cdot \xi_3 + 2 \cdot \xi_4 + \xi_5 = 0,64 + 0,5 + 0,4 + 2 \cdot 1,5 + 2 \cdot 4,9 + 1 = 15,34.$$

Втрачений натиск на нагнітальній лінії розраховується за формулою:

$$h_{n.наг} = \left(\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}. \quad (2.61)$$

Підставивши отримаємо:

$$h_{n.наг} = \left(\frac{0,021 \cdot 20}{0,334} + 15,34 \right) \cdot \frac{1,5^2}{2 \cdot 9,81} = 1,9 \text{ м.}$$

Отже, загальні втрати напору $h_n = 1,9$ м.

Визначимо необхідний напір насосу:

$$H = \frac{(p_2 - p_1)}{\rho \cdot g} + H_z + h_n. \quad (2.62)$$

Підставивши отримаємо:

$$H = \frac{0,017 \cdot 10^6}{1870 \cdot 9,81} + 5,5 + 1,9 = 8,3 \text{ м.}$$

Такий рівень напору, який необхідно забезпечити для досягнення встановленої продуктивності, можна досягнути за допомогою одноступінчастих відцентрових насосів. Оскільки ці насоси відомі своєю високою коефіцієнтом корисної дії, компактним дизайном і можливістю зручної інтеграції з електродвигунами, вони стали широко використовуваними в промисловості. З цих причин ми вибрали саме цей тип насосів для подальшого розгляду і використання в нашій системі.

Корисна потужність насоса:

$$N_n = g \cdot \rho \cdot Q \cdot H. \quad (2.63)$$

Підставивши отримаємо:

$$N_n = 9,81 \cdot 1870 \cdot 0,129 \cdot 8,3 = 19,6 \text{ кВт.}$$

Відповідно до заданих значень витрати та напору, найбільш підходящим варіантом є відцентровий насос марки X500/25. Цей насос володіє оптимальними параметрами роботи, при яких $Q = 1,5 \cdot 10^{-1} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 19 \text{ м}$, $\eta_n = 0,8$. Даний насос комплектується двигуном АО2-91-6 номінальною потужністю $N_n = 55 \text{ кВт}$, $\eta_{дв} = 0,92$. Частота обертання валу $n = 16 \text{ с}^{-1}$.

Олеум у кількості $G=241 \text{ кг/с}$ потрібно охолодити від $t_n=70^\circ\text{C}$ до $t_k=55^\circ\text{C}$. Охолодження відбувається за допомогою води з $t_{нг}=20^\circ\text{C}$ і $t_{кв}=30^\circ\text{C}$.

Обчислюємо теплове навантаження:

$$Q = G \cdot c_1 \cdot (t_n - t_k), \quad (2.64)$$

де c_1 – теплоємність газової суміші, $c_1 = 1,5 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$.

$$Q = 241 \cdot 1500 \cdot (70 - 55) = 5422500 \text{ Вт.}$$

Обчислимо кількість води, яка необхідна для охолодження:

$$G_g = \frac{Q}{c_g \cdot (t_{кв} - t_{нг})}, \quad (2.65)$$

де c_g – теплоємність води, $c_g = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$.

$$G_g = \frac{5422500}{4190 \cdot (30 - 20)} = 129 \text{ кг/с.}$$

Середньологарифмічна різниця температур теплоносіїв:

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{M}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{M}}}, \quad (2.66)$$

де $\Delta t_{\delta} = 70 - 30 = 40^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_{M} = 55 - 20 = 35^{\circ}\text{C}$.

Підставивши значення у формулу, маємо:

$$\Delta t_{CP} = \frac{40 - 35}{\ln \frac{40}{35}} = 37^{\circ}\text{C}.$$

Вважаємо, що орієнтовне значення $Re_{op} = 15000$, що відповідає розвиненому турбулентному режиму течії в трубах. Такий режим можливий в теплообміннику, де кількість труб, яка припадає на один хід, може бути розрахована за формулою:

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot Re_{op} \cdot \mu_1}, \quad (2.67)$$

Підставивши значення у формулу, маємо:

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 241}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 11 \cdot 10^{-3}} = 88,6$$

Прийmemo орієнтовне значення коефіцієнта теплопередачі, що відповідає турбулентному плину: $K_{op} = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Орієнтовне значення поверхні буде складати:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp, \text{лог}}}. \quad (2.68)$$

Підставивши отримаємо:

$$F_{op} = \frac{5422500}{800 \cdot 37} = 183 \text{ м}^2.$$

Теплообмінники з близькою поверхнею відрізняються від інших теплообмінників більшим діаметром кожуха, який зазвичай становить від 600 до 1000 міліметрів. Звертаючи увагу на цей факт, можна відзначити, що лише багатходові теплообмінники з числом ходів $z=4$ наближаються до співвідношення n/z , що дорівнює приблизно 88,6.

Для визначення відповідної поправки для середньої різниці температур можна скористатися методикою, запропонованою в джерелі [12].

$$P = \frac{30 - 20}{70 - 20} = 0,2; R = \frac{70 - 55}{30 - 20} = 1,5$$

$$\varepsilon_{vt} = 0,98; \Delta t_{cp} = 37 \cdot 0,98 = 36^\circ\text{C}$$

Тоді:

$$F_{op} = \frac{5422500}{800 \cdot 36} = 188 \text{ м}^2.$$

Відповідно до таблиці [12] стає очевидним, що з обраного ряду найбільш підходящим є теплообмінник з трубами довжиною $L=6,0$ м і номінальною поверхнею $F=190,0$ м², діаметром кожуха $D = 800$ мм, $d_{mp}=25 \times 2$ мм, $S=0,020$ м², $n=404$ шт., $z=4$ мають співвідношення $n/z=101$.

Знаходимо запас поверхні:

$$\Delta = \frac{(190 - 188)}{190} \cdot 100\% = 1,5\%.$$

РОЗДІЛ 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13–15]

Вибір матеріалів для виготовлення хімічних апаратів і машин є надзвичайно важливим завданням, оскільки вони повинні відповідати специфіці експлуатації та бути стійкими до можливих змін фізико-хімічних властивостей матеріалів під впливом робочого середовища, температури і хіміко-технологічних процесів. При виборі матеріалів для апаратури завжди слід керуватися галузевим стандартом ОСТ 26-291-94.

На початку процесу вибору матеріалів важливо визначити робочі умови, такі як температура, тиск, концентрація оброблюваного середовища. Це допоможе забезпечити ефективну технологію виготовлення апарату за доступними цінами і матеріалами. Основною вимогою для матеріалів, які використовуються в хімічних апаратах, є їх корозійна стійкість, оскільки вона є ключовим фактором в довгостроковому збереженні та надійності обладнання.

У виробництві сірчаної кислоти агресивний характер середовища додає складності вибору матеріалів. В даному випадку, для частин апарату, які знаходяться в прямому контакті з агресивним середовищем (корпус, кришка, днище абсорбера, «павуки», трубки і кронштейни для розподільної плити, решітка, штуцери), оптимальним вибором буде використання нержавіючої сталі 12Х18Н10Т. Цей вибір обґрунтовується універсальністю властивостей цієї сталі, включаючи жаростійкість і корозійну стійкість. Оскільки температура всередині апарату висока і концентрація сірчаної кислоти перевищує 80%, то саме ця сталь найбільш підходить для цих умов.

Для частин, які не знаходяться в контакті з кислотою, можна використовувати наступні матеріали:

- для болтів, гайок і шайб - сталь 35;
- для опори апарату - сталь Ст. 3сп;

- для обтюрації - пароніт.

Зважаючи на високу агресивність сірчаної кислоти щодо металів, сталей і сплавів, постає необхідність використовувати полімерні матеріали для апаратурного оформлення, такі як кислотостійка цегла на силікатній замазці та азбестовий підшар.

Продуманий підхід до вибору матеріалів забезпечить надійність і тривалу службу хімічного обладнання у сірчаноокислотному виробництві.

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

Матеріал обичайки – 12Х18Н10Т.

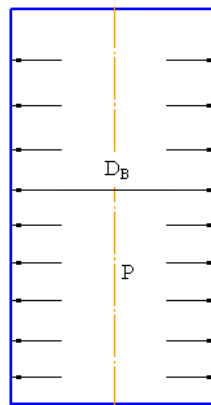


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки обчислюється за наступною формулою:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_e}{2\phi[\sigma] - p_p} \\ \frac{p_u \cdot D_e}{2\phi[\sigma]_u - p_u} \end{array} \right\}, \quad (3.1)$$

де P_p – розрахунковий тиск, МПа;

P_n – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

$[\delta]$ – нормативне допустиме напруження, МПа;

φ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знайдемо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі $t = 170^\circ C$ [15]:

$$[\sigma]^{170} = 145 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\delta]_{II} = \frac{\delta_{r20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де δ_{r20} – межа плинності матеріалу при температурі $t = 20^\circ C$.

$$[\delta]_{II} = \frac{240}{1,1} = 218 \text{ МПа.}$$

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

$$p_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot p \cdot \frac{[\delta]^{20}}{[\sigma]^{170}} \\ p + 0,3 \end{array} \right\}, \quad (3.3)$$

$$p_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot 0,117 \cdot \frac{240}{145} \\ 0,117 + 0,3 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 0,24 \\ 0,417 \end{array} \right\} = 0,417 \text{ МПа.}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки складе:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,117 \cdot 5000}{2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,117} \\ \frac{0,417 \cdot 5000}{2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,417} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 0,2 \\ 7,2 \end{array} \right\} = 7,2 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки циліндричної обичайки:

$$S = S^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4 \quad (3.4)$$

де $C_1 = \Pi \cdot \tau$ – корозійна прибавка (Π – проникність матеріалу, мм/рік, τ – термін служби апарату);

C_2 – прибавка на ерозію;

C_3 – технологічна прибавка;

C_4 – прибавка на мінусовій допуск.

Згідно рекомендацій [5] $C_2=0$, $C_4=0$, $\Pi=0,145$ мм/рік, $\tau=10$ років.

$$C_1 = 0,145 \cdot 10 = 1,45.$$

Тоді:

$$S = 7,2 + 1,45 = 8,65 \text{ мм.}$$

Відповідно до рекомендацій [15] виконавчу товщину стінки прийmemo рівною $S=10$ мм.

Знайдемо товщину днища апарата:

$$S_p^n = \max \left\{ \begin{array}{l} K \cdot K_o \cdot D_6 \sqrt{\frac{p_p}{\phi[\sigma]}} \\ K \cdot K_o \cdot D_6 \sqrt{\frac{p_u}{\phi[\sigma]_u}} \end{array} \right\}, \quad (3.5)$$

де K – коефіцієнт, що враховує тип закріплення днища; приймаємо $K=0,45$ [15];
 K_o – коефіцієнт ослаблення, який залежить від характеру розташування отворів у днищі.

Коефіцієнт ослаблення K_o обчислюємо за рівнянням [15]:

$$K_o = \sqrt{1 + \frac{d}{D_6} + \left(\frac{d}{D_6}\right)^2} = \sqrt{1 + \frac{350}{5000} + \left(\frac{350}{5000}\right)^2} = 1,037, \quad (3.6)$$

$$S_p^n = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,037 \cdot 0,45 \cdot 5000 \cdot \sqrt{\frac{0,117}{1 \cdot 145}} \\ 1,037 \cdot 0,45 \cdot 5000 \cdot \sqrt{\frac{0,417}{1 \cdot 218,18}} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 6,63 \\ 8,2 \end{array} \right\} = 8,2 \text{ мм}$$

Виконавча товщина стінки плоского днища:

$$S_n = S_n^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4, \quad (3.7)$$

$$S_n = 8,2 + 1,45 = 9,65 \text{ мм.}$$

Прийmemo $S_n = 10 \text{ мм.}$

Знайдемо товщину кришки апарата:

$$S_p^\kappa = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_6}{(2\varphi[\sigma] - p_p) \cos \alpha} \\ \frac{p_u \cdot D_6}{(2\varphi[\sigma]_u - p_u) \cos \alpha} \end{array} \right\}, \quad (3.8)$$

$$S_p^k = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,117 \cdot 5000}{(2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,117) \cos 60^\circ} \\ \frac{0,417 \cdot 5000}{(2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,417) \cos 60^\circ} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 2,85 \\ 7,93 \end{array} \right\} = 7,93 \text{ мм}$$

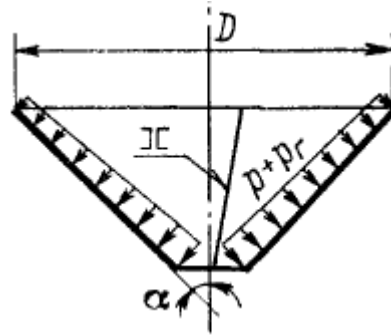


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема конічної кришки

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

$$S_k = S_k^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4, \quad (3.9)$$

$$S_n = 7,93 + 1,45 = 9,38 \text{ мм.}$$

Прийmemo $S_k = 10 \text{ мм.}$

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання [17]

При розташуванні обладнання необхідно враховувати ряд технологічних вимог [17], які гарантують ефективну та безпечну експлуатацію. Важливі аспекти включають:

- Зручність обслуговування та можливість демонтажу: обладнання повинно бути розташоване так, щоб обслуговування та можливий ремонт апаратів та їх складових були легкодоступними та безпечними.

- Мінімізація довжини трубопроводів: важливо забезпечити, щоб трубопроводи між апаратами були якомога коротшими, особливо, коли враховується самоплив. Це допомагає зменшити опір, ефективно використовувати простір і полегшити обслуговування.

- Забезпечення нормальних умов для персоналу: необхідно створити комфортні та безпечні умови для обслуговуючого персоналу, що включає в себе вентиляцію та захист від шкідливих речовин.

- Безаварійна робота обладнання: обладнання повинно бути розташоване так, щоб забезпечити безперебійну роботу та уникнути негативного впливу на його функціонування.

- Кліматичні умови і умови експлуатації: обов'язково враховуються кліматичні умови та особливості експлуатації обладнання, щоб забезпечити його надійність.

Згідно з [17], обрано відкритий варіант компоновки, де обладнання розташовується на відкритому майданчику. Цей вибір обумовлений кількома перевагами, такими як зменшення капітальних витрат, полегшення обслуговування, забезпечення гарної вентиляції та полегшення доступу до важкого обладнання.

При компонуванні основного технологічного обладнання слід враховувати, щоб обслуговування всієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним. Зокрема, холодильники розташовуються позаду абсорбційної колони, а збірник кислоти – зліва. Місце їх установки вибирається з урахуванням мінімальної довжини труб, зручності очищення та можливості заміни теплообмінних труб.

Монтаж важкого обладнання, включаючи абсорбційну колону, потребує дотримання конкретних вимог і процедур

Для важкого обладнання, такого як абсорбційна колона, рекомендується встановлювати нульову позначку. Це допомагає враховувати вагу обладнання і забезпечити стійкість фундаменту.

Теплообмінники і збірник також повинні бути розміщені на міцних фундаментах для стабільності і безпеки.

Для забезпечення самопливу продуктів узгодьте розташування обладнання згідно технологічної схеми. Важливо дотримуватися норм розміщення обладнання по висоті, щоб забезпечити правильний потік продуктів.

Для забезпечення вільного перетікання рекомендується встановлювати ухил трубопроводу від 3 до 5 градусів і уникати гострих поворотів. Коліна трубопроводів краще робити під кутом 90 градусів.

Сходи, які ведуть до обладнання, повинні бути обладнані поручнями для забезпечення безпеки обслуговуючого персоналу. Безпека завжди є пріоритетом.

Добра світова практика – це встановлення спеціальних майданчиків з металоконструкцій над другим поверхом для обслуговування колони. Драбина з круговою огорожею також допомагає забезпечити безпеку під час обслуговування.

Трасування трубопроводів повинно точно відповідати технологічній схемі і враховувати можливі температурні подовження. Розташування труб і кріплень повинно забезпечити достатню гнучкість, щоб уникнути надмірних напруг і моментів, що передаються на обладнання.

Для мінімізації гідродинамічних втрат під час проектування та монтажу системи трубопроводів дійсно важливо враховувати кілька основних вимог, які сприяють оптимізації процесу переносу середовища та покращують ефективність:

- Уникнення зайвих поворотів: важливо запобігати зайвим поворотам трубопроводу. Це дозволяє збільшити гідродинамічну ефективність, зменшуючи опір руху середовища і тим самим мінімізуючи енергетичні втрати.

- Використання випрямлення траси: запроектована траса трубопроводу повинна бути якомога більш прямою. Це включає в себе зменшення загальної довжини траси і кількості кутів повороту, що полегшує рух середовища і знижує гідродинамічний опір.

- Правильне розташування трійників: при проектуванні розміщення трійників слід розглядати так, щоб головний потік середовища міг проходити через них без зайвих поворотів. Це допомагає зберегти гідродинамічну ефективність і зменшити втрати тиску.

- Уникнення високих коефіцієнтів опору засувки: засувки з обмеженим проходом повинні застосовуватися обережно. Якщо вони необхідні, слід розглянути встановлення прямих ділянок труби перед і після них. Це допомагає уникнути різкого підвищення гідродинамічних втрат.

- Застосування переходів на більший діаметр при великих швидкостях: при роботі з великими швидкостями середовища, наприклад, в напірних патрубках насосів, можливе встановлення переходу на більший діаметр. Потім встановлюється зворотний клапан і засувку для керування потоком.

- Розгалуження трубопроводу з використанням трійників: при розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру слід використовувати трійники, діаметр яких відповідає діаметру трубопроводу, що підводить. Це сприяє збереженню гідродинамічної ефективності і запобігає збільшенню опору руху середовища.

- Ухили трубопроводів для компенсації температурних розширень: для компенсації температурних розширень можливе застосування схилу трубопроводу у

напрямку руху пари. Це дозволить компенсувати термічні зміни розмірів труби під час експлуатації і знизити напруження в матеріалі.

- Уникнення зайвих нижніх і верхніх точок: трасування трубопроводів повинно бути спроектовано так, щоб уникнути зайвих нижніх і верхніх точок, які потребують влаштування дренажів і повітряників. Це спрощує обслуговування системи і запобігає накопиченню середовища в точках затримання.

- Акцент на гнучкості траси і кріплення: розглядаючи розташування трубопроводів і кріплення, враховується гнучкість системи. Це дозволить уникнути перевищення допустимих значень напруг самокомпенсації та передачі сил і моментів на обладнання.

Враховуючи ці вимоги при проектуванні та монтажі системи трубопроводів, можна досягти оптимальної гідродинамічної ефективності, знизити енергетичні втрати і покращити функціонування системи. Такий підхід допомагає підвищити продуктивність та надійність обладнання і зменшити витрати на експлуатацію та обслуговування.

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера [18, 19]

Установка колонних апаратів, як правило, відбувається на відкритому майданчику на різних висотах від рівня землі, включаючи фундаменти, залізобетонні постаменти та металеві підйомники. Апарат повинен бути максимально готовим до монтажу під час його поставки. У випадках, коли перевезення повністю складеного апарату є неможливим, його доставляють у вигляді максимально великих блоків або окремих деталей. У всіх сценаріях перед відправленням на монтажну ділянку завод-виробник здійснює контрольну збірку апарату, позначаючи всі монтажні точки та контрольні ризики на деталях.

В залежності від вантажопідйомності доступних підйомних пристроїв на монтажному майданчику, апарат може бути зібраним з окремих деталей і блоків. Якщо апарат може бути піднятий на фундамент у складеному вигляді, після мон-

тажу до нього прикріплюють всі необхідні металеві конструкції (такі як майданчики і сходи), встановлюють запірну арматуру та систему трубопровідної обв'язки і наносять теплоізоляцію. Для виконання цих завдань деколи колону піднімають і розміщують на опорах або козлах, зазвичай виготовлених з профільної сталі або труб. У деяких ситуаціях можливим є підняти апарат і встановити його на фундаменті, зробивши футерування внутрішніх стінок.

Трубопровідна обв'язка та металеві конструкції, які піднімаються разом із апаратом, повинні бути надійно з'єднані з ним. Якщо жорсткість системи не забезпечена робочим проектом, на етапі монтажу можуть використовуватися тимчасові кріплення, пояси та кронштейни, які видаляються після встановлення апарату в проектне положення.

Згідно з інструкціями, під час підняття апарата на фундамент, після опресування та спуску обпресувальної рідини, апарат зазвичай піднімається на фундамент. При піднятті окремих блоків розробляється конкретний план виконання робіт, спрямований на максимальне скорочення обсягу робіт, що виконуються на великій висоті.

Як вже зазначалося раніше, процес збирання колонних апаратів зазвичай відбувається в горизонтальному положенні. Це досягається шляхом розміщення окремих блоків або частин циліндра на спеціальних стендах, що мають обертові катки, які називають рольгангами, або на спеціальних опорах, які називають упорами з обмежувальними куточками. Кількість таких опор, розташованих під кожною частиною, вибирається в залежності від маси та перетину апарату, і зазвичай не перевищує 5 метрів відстані між ними.

Після розміщення частин апарата на стендах або опорах, їх надійно притягують один до одного за допомогою трубоукладачів або тракторів. Щоб забезпечити точність збігу стиків по всьому периметру, на одну з частин прикріплюють вісім або більше напрямних планок, які після прихватки стику короткими зварними швами знімаються газокисневою різкою. Схожі напрямні планки використовуються і при збиранні одного блоку на інший в вертикальному положенні (при

монтажі блоками). Стикування виконують відповідно до заводських контрольних ризиків, які нанесені на корпусах і точно з'єднуються, а також за маркуванням на деталях.

Під час зварювання ретельно контролюють розміри зазорів, які повинні залишатися в межах 2-4 мм, незалежно від товщини листів обличок. Зварювальні кромки деталей під час монтажу ретельно очищують металевими щітками. Прихватку і повне зварювання виконують з використанням електродів, які визначені в проекті.

Після завершення зварювання виконують остаточну перевірку всіх розмірів зібраного апарату, які повинні відповідати допустимим відхиленням. Важливо, щоб корпуси відповідальних колонних апаратів відповідали певним вимогам: відхилення довжини не повинно перевищувати 0,3% від проектної, кривизна твірної циліндра на ділянці 1 м повинна бути не більше 2 мм, а для апаратів, висота яких перевищує 10 метрів, – не більше 3 мм.

Технологія підняття апарату на фундамент є важливою частиною проекту монтажних робіт. У проекті надається докладна схема підняття, вказуються місця установки кранів або щогл, їх розташування на різних етапах підняття, розташування лебідок, відвідних тросів, поліспастів і так далі. Також в цьому проекті надаються технічні характеристики всіх підйомних засобів.

Складність установки колонних апаратів у проектне положення залежить від їхніх габаритних розмірів (висоти і діаметра), маси та висоти фундаменту (постаменту). Підйом апаратів може здійснюватися за допомогою кранів або за допомогою щогл. Зазвичай застосовують два основних методи підняття: ковзання і обертання навколо шарніру.

Ремонт колонних апаратів проводиться під час планово-попереджувальних ремонтів технологічної установки. Порядок підготовки апарату до ремонту і виконання ремонтних робіт залежить від особливостей конкретної установки.

Зазвичай підготовку колонних апаратів до ремонту виконують наступним чином. Спочатку тиск у колоні знижують до атмосферного рівня, а потім з апара-

ту видаляють робоче середовище. Далі апарат пропарюють водяною парою, яка витісняє залишкові гази. Після пропарювання колону промивають водою. У окремих ситуаціях цикл пропарювання і промивання може повторюватися кілька разів. Тривалість цих операцій визначається виробничою інструкцією або технологічним регламентом кожної технологічної установки або технологічного блоку.

Промивання колони водою також сприяє швидкому охолодженню апарата. Важливо зазначити, що необхідно утримувати температуру промивної води нижче 50°C, інакше ремонтні роботи не можуть бути розпочаті.

Після пропарювання і промивання колону від'єднують від всіх апаратів та комунікацій за допомогою глухих заглушок, які встановлюються у фланцевих з'єднаннях штуцерів. Процес встановлення кожної заглушки і подальше її зняття документується у спеціальному журналі.

Початок ремонтних робіт на апараті передбачає його розкриття, і цю процедуру необхідно проводити, дотримуючись певних правил безпеки. Спершу відкривають верхній люк, перед чим в апарат протягують водяну пару, щоб уникнути можливого підсосу повітря, що може призвести до утворення вибухонебезпечної суміші. Потім послідовно (зверху вниз) відкривають інші люки. Необхідно зазначити, що одночасне відкривання верхнього і нижнього люків заборонено. Також не допускається відкривання спочатку нижнього, а потім верхнього люка, оскільки різниця температур може призвести до притоку повітря у колону і утворення вибухонебезпечної суміші.

Після відкриття люків, колонна деякий час провітрюється природною конвекцією повітря. При виконанні робіт всередині колони обов'язково дотримуються правил техніки безпеки. Працівник повинен надягати спеціальний запобіжний пояс з прив'язаною мотузкою, яка має виводитися на зовнішню сторону і надійно закріплюватися. В колоні повинна завжди знаходитися інша особа, відповідальна за спостереження за працівником всередині апарату. Робота всередині колони повинна обмежуватися 15 хвилинами безперервної діяльності. Після цього періоду необхідно надати працівнику відпочинок за межами колони, зазвичай, це супро-

воджується обміном місцями між працівником і спостерігачем. У випадку виявлення будь-яких ознак присутності вибухонебезпечних, горючих або токсичних рідин, парів або газів всередині ремонтovanого апарату, всі роботи мають бути негайно припинені.

Після цього, необхідно надати працівнику відпочинок за межами колони, зазвичай, це супроводжується обміном місцями між працівником і спостерігачем. У випадку виявлення будь-яких ознак присутності вибухонебезпечних, горючих або токсичних рідин, парів або газів всередині ремонтovanого апарату, всі роботи мають бути негайно припинені.

Після відкриття апарату очищається і оглядається його корпус, а також внутрішні компоненти. У випадку необхідності розбирають внутрішні пристрої або їх окремі частини. Виявлення дефектів корпусу, які вимагають високої кваліфікації, включає в себе візуальний огляд для оцінки загального стану корпусу і ділянок, які зазнали найбільшого зносу. Здійснюється вимір ділянок корпусу залишкової товщини за допомогою ультразвукових дефектоскопів, а також шляхом контрольованого просвердлювання отворів. Перевіряється щільність зварних швів і роз'єднувальних з'єднань тощо.

Зношені штуцери і люки вирізають і замінюють новими, при цьому встановлюють зміцнювальні кільця. Бажано, щоб зміцнювальні кільця нових штуцерів були трохи більшими за розмір попередніх, це дозволяє їх приварювати в новому місці. Ремонту піддаються всі штуцери, в яких сигнальні отвори на зміцнювальних кільцях були заглушені пробками під час експлуатації.

Під час кожного ремонту вимірюється фактична товщина стінки корпусу експлуатованого колонного апарату. В ділянках корпусу, які зазнали найбільшого зносу, вирізають дефектні ділянки і встановлюють нові ділянки, які перед цим були звальцьовані по радіусу колони. Зварювання виконують встик. Вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину і порушення стійкості. Тому перед вирізанням дефектної ділянки її зміцнюють стійками. Кількість

і розміри цих стійок, а також опорних лапок, розраховуються з урахуванням умов рівності їх опору зношеному перетину.

Після всіх необхідних ремонтних дій, колонний апарат відновлюють до робочого стану. Важливо дбати про те, щоб всі елементи були належно закріплені і безпечні для подальшої експлуатації. Регулярні перевірки та дотримання технічних норм і стандартів гарантують безпеку та ефективну роботу колонного апарату.

Враховуючи важливість ретельного підходу до ремонтних робіт та дотримання всіх вимог щодо безпеки, можна забезпечити продовження терміну служби колонних апаратів та уникнути небезпеки для персоналу і навколишнього середовища.

абсорбера (ОА) і першого моногідратного абсорбера (МА) I. Регулювання розподілу газу виконується за допомогою дроселя газоходу, який обладнаний системою дистанційного керування, що розташована в пункті 22. Температура та тиск газу контролюються на вході і виході з абсорбера, це забезпечується за допомогою обладнання в пунктах 18–21.

Рівень рідини в збірнику олеумного абсорбера регулюється за допомогою клапана на трубопроводі передачі олеуму в збірник-змішувач (пункт 19). Крім того, передбачено систему сигналізації для контролю рівня олеуму. Концентрацію олеуму можна регулювати шляхом зміни подачі першого моногідратного абсорбера до збірника олеумного абсорбера (пункт 38). Температура олеуму в збірнику також контролюється через систему сигналізації.

У випадку зупинки кислотного насоса для циклу зрошення олеумного абсорбера виконується наступне: закривається дросель подачі газу в ОА, закривається клапан припливу моногідрату в збірник ОА та закривається клапан припливу олеуму до збірника моногідрату.

Процес охолодження олеуму водою виконується за допомогою двох кожухотрубчастих холодильників в пунктах 1–2. На цьому етапі здійснюється контроль тиску води на вході в міжтрубний простір холодильників, а також моніторинг активності іонів водню з метою виявлення будь-яких можливих забруднень у воді, яка відводиться в навколишнє середовище. Крім того, в цій схемі передбачено систему дистанційного керування засувкою, яка регулює подачу води в холодильники олеумного циклу.

На виході з другого теплообмінника регулюється температура олеуму для зрошення абсорбера шляхом використання байпасування. Крім того, контролюється тиск олеуму перед абсорбером.

Для більш детального порівняння, розглянемо дві типові схеми автоматизації, які згадуються в літературних джерелах [2, 20].

Сушильно-абсорбційне відділення, зображене на рисунку 5.2, складається з чотирьох абсорберів насадкового типу [2], які зрошуються сірчаною кислотою

різної концентрації. У перших двох апаратах 1 і 2, які називаються сушильними вежами, з сірчистого газу відбувається абсорбція води, що призводить до зменшення концентрації зрошуваної кислоти. Для відновлення концентрації в кислоті, до збірників подається більш концентрована кислота: до збірника першої сушильної камери – з другої, а в збірника другої – з моногідратного абсорбера. Надлишкова розведена кислота з першої сушильної камери є цільовим продуктом. Газ, який виходить з другої сушильної камери, подається в контактне відділення.

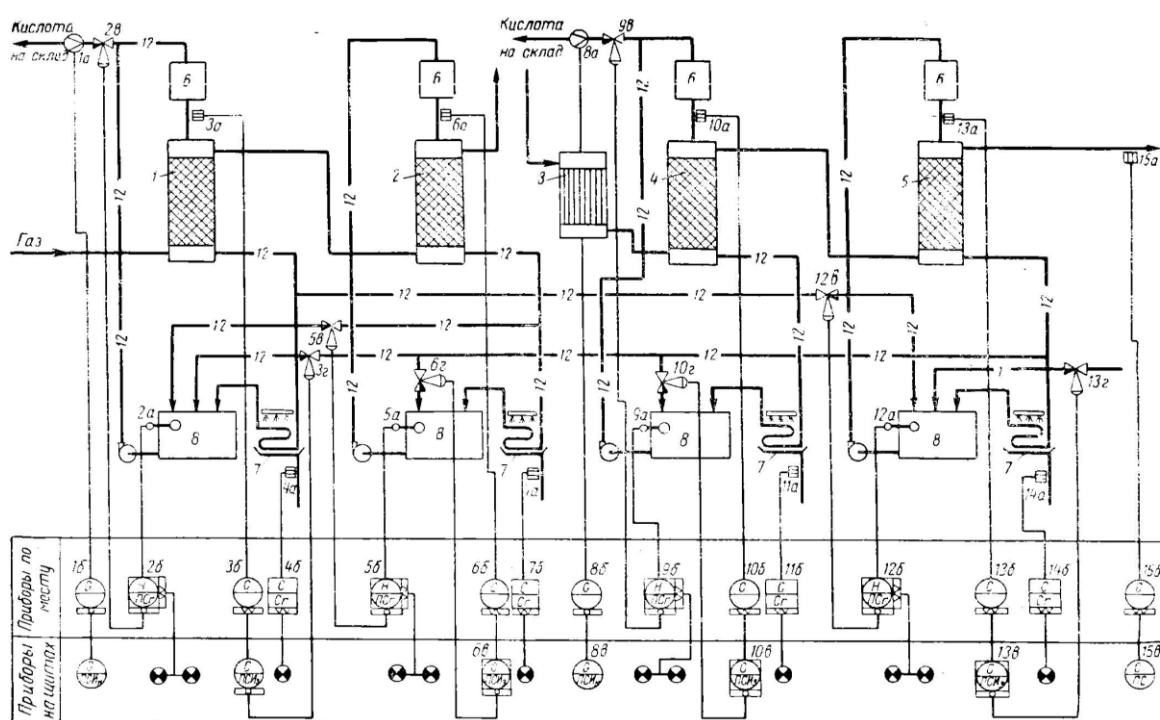


Рисунок 5.2 – Схема сушильно-абсорбційного відділення:

1, 2 – сушильні башти; 3 – теплообмінник; 4 – олеумний абсорбер; 5 – моногідратний абсорбер; 6 – напірні баки; 7 – зрошувальні холодильники; 8 – збірники

Газ, який пройшов реакцію, направляється з контактного відділення до теплообмінника 3. У апаратах 4 і 5 з контактного газу відбувається абсорбція сірчаного ангідриду, що призводить до підвищення концентрації зрошуваних кислот. Ці кислоти розбавляються водою, яка подається в збірник моногідратного абсорбера 5, і моногідратом, що подається до збірника олеумного абсорбера 4. Залишений олеум утворює готовий продукт.

Головним фактором, який визначає ступінь абсорбції та, отже, економічну результативність процесу у сушильно-абсорбційному відділенні, є концентрація зрошуваних кислот. Для кожної башти існує своє оптимальне значення цієї концентрації, яке необхідно утримувати з високою точністю. Зокрема, великі вимоги пред'являються до точності підтримки концентрації зрошуваних кислот у першій сушильній башті та олеумному абсорбері, оскільки вони одночасно виступають як готові продукти.

Для регулювання концентрацій зрошуваних кислот використовуються однакові системи автоматичного регулювання (САР). Датчики в таких системах представлені електрокондуктометричними концентратомірами (поз. 3а, 3б, 6а, 6б, 10а, 10б, 13а та 13б). Регулятор концентрації (поз. 3в, 6в, 10в, 13в) впливає на регулюючий клапан (поз. 3г, 6г, 10г або 13г), який встановлений на лінії дозування кислоти або води у відповідний збірник. Об'єктом регулювання такої системи є збірник 8 циркуляційної кислоти, трубопровід, що з'єднує його з натискним баком 6, і сам цей бак.

Динамічні характеристики даного процесу визначаються затримкою в часі, яка становить приблизно 1,2–2 хвилини, та узагальненою постійною часу, що наближається до 5 хвилин. Використання ПІ-регулятора гарантує точність підтримки концентрації сірчаної кислоти в діапазоні від 0,1% до 0,2%.

Необхідність збалансованого розподілу потоків кислоти в циркуляційних системах вимагає уважного контролю за матеріальним балансом у кожному з них. Рівень в збірниках першої сушильної камери та олеумного абсорбера регулюється шляхом зміни відбору готового продукту (позиції 2а, 2б, 2н та 9а, 9б, 9в). Рівень в збірнику другої сушильної камери виправляється шляхом зміни відбору кислоти на виході до збірника першої сушильної камери (позиції 5а, 5б, 5е). Рівень в збірнику моногідратного абсорбера контролюється шляхом зміни подачі кислоти з першої сушильної камери до цього збірника (позиції 12а, 12б, 12п).

Поza системою автоматичного регулювання концентрації кислот та рівнів у збірниках, система управління сушильно-абсорбційним відділенням включає в себе наступні функції:

- контроль тиску газу на вході та виході всіх абсорбційних колон (не зображені на схемі);

- моніторинг температури кислот на вході та виході зрошувальних холодильників (не зображені на схемі);

- контроль витрат та обсягу продукційної кислоти на виході з першої сушильної камери і олеуму, який подається на склад (позиції 1а, 1б, 1в і 8а, 8б, 8в);

- моніторинг концентрації сірководню у відпрацьованих газах моногідратного абсорбера (позиції 15а, 15б, 15в), що здійснюється за допомогою туманоміру типу АФТ;

- контроль і сигналізація кислотності води в піддоні зрошувальних холодильників 7 (позиції 4а, 4б, 7а, 7б, 11а, 11б; 14а, 14б).

На рис. 5.3 представлена схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі з газами кольорової металургії, які мають змінну концентрацію [20].

Концентрація олеуму, моногідрату та сушильної кислоти в автоматизованому режимі регулюється завдяки використанню регуляторів, які відповідають за управління подачею імпульсів. Ці імпульси отримуються від концентратомірів КСВ-3, які проводять вимірювання концентрації рідини, що надходить до відповідних башт.

Для регулювання подачі моногідрату в збірники використовуються клапани 11 і 13, водночас, подачу олеуму до збірника моногідратної башти контролює клапан 12. Кількість сушильної кислоти, що надходить до збірника моногідратної башти, регулюється клапаном 10.

Рівень кислоти в збірниках башт 3 і 6 підтримується сталою регуляцією завдяки регуляторам 24 і 18, які, відтак, регулюють кількість відкачуваної кислоти на склад за допомогою клапанів 7 і 1. У збірниках веж 4 і 5 рівень кислоти також підтримується завдяки регуляторам 20 і 22 і контролюється клапанами 8 і 9.

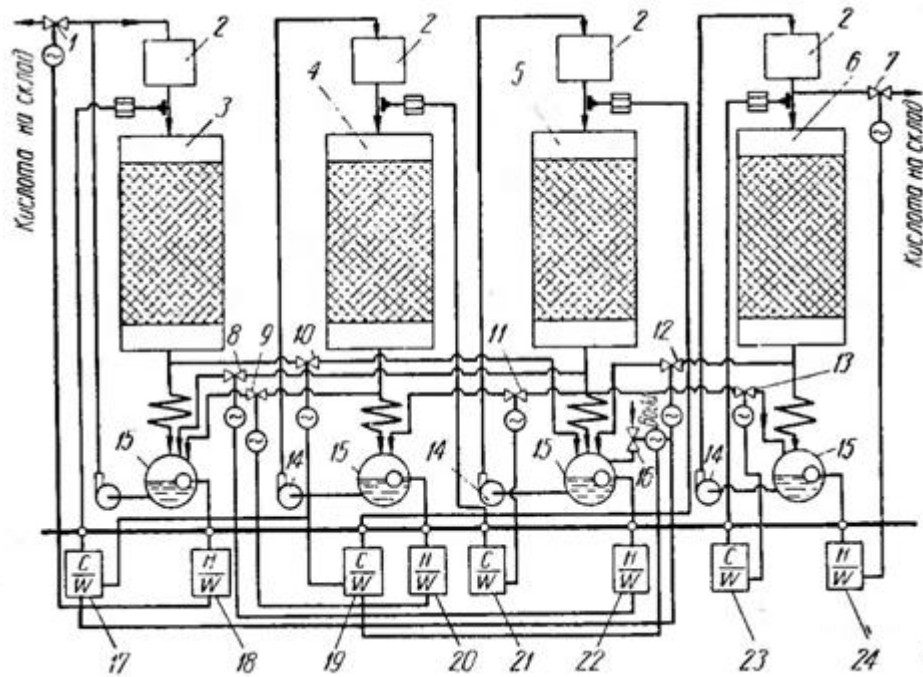


Рисунок 5.3 – Схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією:

1, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 16 – клапани; 2 – напірні баки; 3, 4 – сушильні башти; 5 – моногідратна башта; 6 – олеумний абсорбер; 14 – насоси; 15 – збірники; 17, 19, 21, 23 – регулятори вмісту моногідрату; 18, 20, 22, 24 – регулятори рівнів

Температурний режим в промивному і сушильно-абсорбційному відділеннях автоматично підтримується шляхом зміни подачі води на зрошувальні холодильники за допомогою клапанів. Ці клапани отримують сигнали від термометрів опору, які вимірюють температуру кислоти.

Після аналізу різних варіантів можна зробити висновок, що хоча методи контролю і регулювання технологічного процесу мають спільні риси в існуючій схемі та в схемах, що викладені в літературних джерелах, проте застосовані прилади автоматизації є застарілими. Тому насамперед важливо зробити систему менш трудомісткою в обслуговуванні та покращити її функціонування завдяки сучасним системам автоматичного регулювання (САР).

5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації

Під час вибору автоматизаційних приладів варто керуватися принципом використання тих, що вже успішно випускаються серійно і мають відмінні рекомендації в практичному застосуванні. Деякі переваги можуть бути віддані тим приладам, які доступні для виробництва або закупівлі на території України.

Перший крок у виборі приладів – визначення необхідного діапазону вимірювань. Враховуючи особливості даного виробництва, доцільним може бути застосування пневматичних приладів з огляду на пожежонебезпеку.

Для досягнення кращого контролю та регулювання процесу, ми вирішили використовувати наступні прилади:

Автоматичний контроль температури. Для цієї задачі було обрано сімейство вимірювальних перетворювачів температури від фірми SIEMENS. Серія SITRANS T пропонує різні типи термоперетворювачів, включаючи термоперетворювачі опору і термопари, які дозволяють якісно вимірювати температуру в найрізноманітніших умовах, включаючи екстремальні. Ці датчики застосовуються в різних галузях промисловості, таких як хімічна, фармацевтична, харчова, енергетична тощо.

Деякі варіанти термометрів мають цифровий дисплей для зручного відображення значень температури. Крім того, доступні вибухозахищені версії цих датчиків для використання в потенційно небезпечних умовах.

Перетворювач SITRANS T серії TW – це універсальний перетворювач має вихідний сигнал 4-20 мА + HART і може бути програмований за допомогою комп'ютера для налаштування робочих параметрів.

Автоматичний контроль витрати. В сфері точного і надійного вимірювання витрати різних середовищ, варто звернути увагу на сімейство витратомірів SITRANS F, яке є ефективним рішенням для широкого спектру вимірювань витрати. Перетворювач SITRANS F, і зокрема серія M Magflo, використовує магні-

тоіндукційну технологію для точного вимірювання витрати рідин і суспензій, навіть тих, які мають провідність.

Автоматичний контроль рівня. Для контролю рівня різних типів рідин і сипких матеріалів, варто звернути увагу на рівнеміри з сімейства SITRANS L від SIEMENS. Ця гама пропонує рішення для різних завдань контролю рівня, дозволяючи виявляти рівень у широкому спектрі середовищ. Один із універсальних сигналізаторів граничного рівня, Pointek CLS 200, відзначається високою хімічною стійкістю, роблячи його ідеальним вибором для специфічних умов.

Автоматичний контроль тиску. Для вимірювання різних параметрів тиску в рідких, газо- і пароподібних середовищах, а також для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях, використовується сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P. Зокрема, перетворювач SITRANS P серії ZD дозволяє точно виміряти надлишковий та абсолютний тиск і обладнаний цифровим індикатором для зручного відображення даних.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

У виробництві сірчаної кислоти використовуються різні види обладнання та хімічні речовини, які мають пожежонебезпечні та токсичні властивості, тому питання безпеки має надзвичайно велике значення. Виробництво сірчаної кислоти пов'язане з використанням хімічних речовин, таких як сірчистий і сірчаний ангідриди, оксиди азоту, пари азотної і сірчаної кислот, пил, селен, телур, миш'як і сірководень.

Деякі апарати та обладнання на сірчано-кислотних заводах працюють під підвищеним тиском, такі як кислотні насоси, кислотопроводи, сірко- та паропроводи, холодильники і печі для спалювання сірководню. Внаслідок цього виникає ризик опіків від гарячих поверхонь і комунікацій через високу температуру, яку підтримують у печах, котлах-утилізаторах і електрофільтрах. Під час обслуговування обертових та рухомих механізмів і апаратів необхідно дотримуватися заходів безпеки. Також важливо враховувати ризик, пов'язаний з електричним струмом.

Будь-яке відхилення в технологічному режимі від норми може призвести до порушення техніки безпеки та нещасних випадків.

Тепер давайте більш детально розглянемо дію окремих шкідливих хімічних речовин, які використовуються у процесі виробництва сірчаної кислоти.

Сірчистий ангідрид (SO₂): ця речовина може викликати подразнення верхніх дихальних шляхів і очей, а також негативно впливати на селезінку і кістковий мозок. Деякі дослідження показали, що сірчистий ангідрид може впливати на біохімічні та фізіологічні процеси в організмі.

Поріг сприйняття запаху сірчистого ангідриду становить 6 мг/м³, а концентрація, яка може викликати різні реакції, такі як роздратування очей, роздратування в горлі та кашель, складає відповідно 50 мг/м³, 20-30 мг/м³ та 50 мг/м³ (відповідно до ГОСТ 12.1.005-88 "Система стандартів безпеки праці. Загальні санітарно-гігієнічні вимоги до повітря робочої зони").

Гранично допустима концентрація сірчистого ангідриду в повітрі не повинна перевищувати 10 мг/м³ (табл. 6.1).

Таблиця 6.1 – Гранично допустимі концентрації шкідливих речовин в повітрі робочої зони сушильно-абсорбційного відділення

Найменування речовини	ГДК, мг/м ³	Клас небезпеки
Сірчистий ангідрид (SO ₂)	10	3
Сірчаний ангідрид (SO ₃)	1	2
Сірчана кислота (H ₂ SO ₄)	1	2
Сірководень	10	3

Довготривале вдихання повітря, в якому концентрація сірчистого ангідриду перевищує гранично допустимий рівень, може призвести до розвитку хронічних запальних процесів у дихальних шляхах, стравоході, і кон'юнктивіту очей. Також можуть виникнути проблеми зі здоров'ям зубів. Концентрація SO₂ в повітрі, яка перевищує 60 мг/м³, може спричинити набряки легенів.

Дуже високі концентрації сірчистого ангідриду можуть викликати задишку, кашель, синюшність слизових оболонок шкіри і навіть втрату свідомості.

У випадку аварійного викиду сірчистого ангідриду необхідно негайно вдягти фільтруючий протигаз. При отруєнні сірчистим ангідридом потерпілому слід негайно вивести на свіже повітря, дати напоїти слабким розчином соди, провести штучне дихання, якщо це необхідно, і негайно викликати лікаря.

Сірчаний ангідрид (SO₃): сірчаний ангідрид може викликати подразнення і печіння слизових оболонок верхніх дихальних шляхів. Коли він виділяється в атмосферу і з'єднується з парою води, утворюється туман сірчаної кислоти, який складається з дрібних крапель.

Захист органів дихання та очей від сірчаного ангідриду забезпечують різні протигази.

Так, промислові фільтруючі протигази мають різні марки і типи, зокрема, такі як марки В (коробка пофарбована в жовтий колір), Е (чорний), БКФ і МКФ (захисний), респіратори протигазові РПГ-67-В і універсальні РУ-60М-В, РУ - 60МУ-В.

Серед цивільних протигазів них можна виділити такі марки, як ГП-5, ГП-7, і дитячі протигази [23].

Вдихання туману сірчаної кислоти може викликати ускладнене дихання та кашель. Гранично допустима концентрація сірчаного ангідриду в повітрі складає лише 1 мг/м³.

Сірчана кислота, при потраплянні на шкіру, може викликати серйозні опіки, які дуже повільно загоюються. Ці опіки найчастіше виникають під час обслуговування насосів, кислотопроводів, сховищ, холодильників та іншого обладнання. При розведенні кислоти водою, слід дотримуватися правила: вливати кислоту у воду, а не навпаки, щоб уникнути можливого викиду гарячої рідини. Якщо сірчана кислота потрапить на шкіру, негайно промивайте її сильним струменем холодної води, а потім обробляйте пошкоджену область 5%-вим розчином соди. У всіх місцях, де можливий контакт з сірчаною кислотою, необхідно мати водопроводи з кранами і бачки з розчином соди. В разі пролиття кислоти, її слід негайно змити, а залишки нейтралізувати вапном.

Водень утворюється при реакції кислоти з металевими поверхнями сховищ та іншого обладнання, і може утворювати вибухонебезпечні суміші з повітрям. Вибухи можливі у сховищах меланжу та сірчаної кислоти під час їхнього обслуговування. Водень також утворює небезпечні отруйні сполуки, такі як сірководень і селенистий водень. Ці небезпечні речовини можуть знаходитися в збірниках, електрофільтрах, баштах, газоходах та іншому обладнанні.

Сірководень є отруйним, горючим та вибухонебезпечним газом у суміші з киснем і повітрям. Вдихання повітря, забрудненого сірководнем, може викликати нудоту, запаморочення і головний біль. Висока концентрація сірководню може спричинити блювоту та задуху, і навіть призвести до летального результату. Гранично допустима концентрація сірководню в повітрі становить лише 10 мг/м³.

У разі отруєння сірководнем, постраждалого слід негайно вивести на свіже повітря і викликати лікаря. Також важливо враховувати, що селенистий ангідрид і миш'яковистий ангідрид також можуть бути небезпечними. Гранично допустимі

концентрації в робочій зоні становлять 0,1 мг/м³ для селенистого ангідриду і 0,3 мг/м³ для миш'яковистого ангідриду.

Захист органів дихання та очей може бути забезпечений за допомогою різних фільтруючих протигазів, включаючи марки КД, В, БКФ і МКФ, а також респіратори РПГ-67-КД і РУ-60М-КД. Для цивільного захисту можуть використовуватися протигази ГП 5, ГП-7 і дитячі.

Для забезпечення безпечних умов праці та створення нормальних санітарних умов у виробництві сірчаної кислоти, важливо дотримуватися ряду обов'язкових заходів:

- Герметична апаратура і арматура: виробництво сірчаної кислоти вимагає наявності герметичних апаратів і арматури, а також справно діючих вентиляційних систем. Це допомагає уникнути викидів шкідливих речовин у повітря робочих приміщень.

- Захисні кожухи для фланцевих з'єднань: усі фланцеві з'єднання напірних трубопроводів повинні бути обладнані захисними кожухами. Це запобігає можливим аваріям та викидам.

- Захисний одяг та засоби індивідуального захисту: при обслуговуванні та ремонті насосів, вентилів, кислотопроводів і під час набивання сальників обов'язково використовувати гумові фартухи, рукавиці та захисні окуляри. При промиванні і ремонті збірників, сховищ і холодильників також рекомендується використовувати гумові чоботи.

- Теплоізоляція контактних апаратів: контактні апарати, теплообмінники, пускові підігрівачі і газоходи мають бути обладнані ізоляцією, що забезпечує санітарно-гігієнічні умови у робочих приміщеннях.

- Захист від опіків гарячими поверхнями: для запобігання опікам гарячими поверхнями і інструментом під час обслуговування печей, обов'язково використовувати відповідний спецодяг, рукавиці та окуляри.

- Захисні огороження для рухомих частин машин: усі рухомі частини машин і механізмів повинні бути огорожені суцільними об'ємними кожухами і ме-

талевими сітками. Горизонтальні ремінні передачі мають бути захищені з усіх боків, а вертикальні - на висоту до 2 метрів.

- Механізми гальмування для елеваторів і транспортерів: для запобігання нещасним випадкам при ремонті і огляді елеваторів і похилих транспортерів, слід встановлювати механізми, які гальмують зворотний рух ковшів і стрічок.

- Залізні площадки та перила: для безпечної роботи персоналу навколо всіх апаратів повинні бути встановлені залізні площадки з перилами. Ухил кроку сходів повинен відповідати нормам і не повинен перевищувати 1:1.

- Аварійні вимикачі для транспортерів: у разі використання транспортерів великої довжини, слід встановлювати аварійні вимикачі через кожні 15–20 метрів для негайного відключення обладнання у випадку аварії.

При виробництві сірчаної кислоти не використовуються речовини, які можуть призвести до пожежі. Однак, варто зауважити, що небезпека пожежі існує завжди, і вона може виникнути внаслідок недбалого поводження з вогнем, короткого замикання несправної електропроводки або електрообладнання [22].

Для запобігання пожежам і забезпечення безпеки в цехах, де виробляється сірчана кислота, необхідно дотримуватися загальних правил протипожежного режиму. Стан електричних мереж та електрообладнання, чистота цехових приміщень, відсутність перешкод у проходах та проїздах, а також справність протипожежного обладнання є важливими чинниками для запобігання пожежам. Важливо також періодично перевіряти, щоб під'їзд для пожежних машин був доступним з обох сторін вздовж усього цеху.

Усі приміщення на виробництві мають бути обладнані необхідними засобами для гасіння пожежі. У випадку виникнення пожежі в цеху, важливо вжити негайних заходів для її ліквідації та викликати заводську пожежну команду за допомогою пожежної сигналізації або телефону.

Усі працівники, які працюють у цьому цеху, повинні бути ознайомлені з правилами протипожежної безпеки та вміти користуватися протипожежним обладнанням цеху. Кожен новий працівник повинен пройти інструктаж з техніки без-

пеки, а також знати та дотримуватися правил протипожежної безпеки. Забезпечення безпеки виробничого процесу і попередження пожеж є ключовими аспектами у виробництві сірчаної кислоти.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. 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.
2. Васильев Б. Т. Технология серной кислоты / Б. Т. Васильев, М. И. Отвагина. – Москва : Химия, 1985. – 384 с.
3. Исследования в области производства серной кислоты : Труды НИУ-ИФа. Выпуск 225. – Москва : НИУИФ, 1975. – 219 с.
4. Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля : навч. посіб. / уклад.: С.В. Гулієнко, Я.В. Гробоєнко. – К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 120 с.
5. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. – Суми : ВТД «Університетська книга», 2007. – 284 с.
6. Курта С.А. Основи нафтохімії / С.А. Курта. – Івано-Франківськ : Прикарпатський національний університет імені Василя Стефаника, 2020. – 193 с.
7. Онищук О.О. Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій / О.О. Онищук, Ж.О. Кормош. – Луцьк : Вежа-Друк, 2020. – 155 с.
8. 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.
9. Врагов А. П. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський, С. І. Якушко. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 170 с.

10. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1973. – 754 с.
11. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології» : навч. посіб. / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, В. О. Лещенко, А.П. Готлінська та ін.; за ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Х. : НТУ «ХП». – 480 с.
12. Технологічні основи нафто- та газопереробки: навчальний посібник / В.І. Склабінський, О.О. Ляпощенко, А.Є. Артюхов. – Суми : Сумський державний університет, 2011. – 186 с.
13. Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів : Навчальний посібник / А.І. Дубинін, В.М. Атаманюк, В.П. Дулеба, Д.М. Симак. – Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 292 с.
14. 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.
15. 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.
16. Розрахунок колонних апаратів на міцність і стійкість: навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / І. А. Андреев; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. – 112 с.
17. Дистанційний курс «Проектування хімічних виробництв і основи САПР» / «Компонування виробництва» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : https://elearning.sumdu.edu.ua/free_content/lectured:f43ede4f2c1341b4c42f8f9ad8b986f4c38640aa/latest//4642/tema.pdf
18. 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.
19. Виготовлення обладнання хімічних виробництв : підруч. [для студ. закл. вищ. освіти]. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2022. – 233 с.

20. 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>

21. Промислові прилади та засоби автоматизації: Довідник / В.Я. Баранов, Т.Х. Безповська, В.А. Бек та ін.. Київ : Вид-во «Віста», 2017. – 847 с.

22. Основи охорони праці [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.ztec.com.ua/ztec/e-lib/>

23. Денисенко, А.Ф. Охорона праці : конспект лекцій для студ. екон. спец. заочної форми навчання. Ч.2 / А.Ф. Денисенко. — Суми : СумДУ, 2007. — 130 с.