

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 моногідратний
абсорбер

Виконав:

студент групи ХМ.м-21/1

Пирогов Хома Сергійович

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

	С.
ВСТУП	4
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	6
1.1 Характеристика та вимоги до сировини та кінцевої продукції	6
1.2 Спосіб отримання сірчаної кислоти	7
1.3 Гідродинамічні режими роботи насадкових апаратів	16
1.4 Обґрунтування модернізації апарата	19
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	22
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	22
2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції	24
2.3 Опис об'єкта дослідження	31
2.4 Технологічні розрахунки	32
2.5 Конструктивні розрахунки апарата	39
2.6 Визначення гідравлічного опору апарата	41
2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	42
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	49
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	49
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	50
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	55
4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання	55
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	57
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	62
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	62
5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю та технічних засобів автоматизації	67
РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	71
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	79
ДОДАТОК – Специфікації до графічної частини проекту	

ВСТУП

На сьогоднішній день сірчаноокислотне виробництво, яке включає у себе процеси отримання сірчаної кислоти та олеуму, визнається однією з найбільш значущих та масштабних сфер в галузі хімічного виробництва. Його важливість і розмаїтість застосувань на сучасному ринку виробництва хімічних продуктів не можна недооцінити, оскільки ця галузь є ключовою у багатьох секторах національної економіки.

Масовий попит на продукцію сірчаноокислотного виробництва обумовлений не лише її важливістю, але й вирішальною роллю, яку вона відіграє у різних сферах промисловості. Наприклад, ця продукція є незамінною у виробництві практично всіх видів мінеральних добрив, які є найбільшими споживачами сірчаної кислоти, і складає близько 45% їх загального обсягу. Це важливо для забезпечення сільськогосподарського сектора необхідними компонентами для росту рослин.

Крім того, сірчана кислота і олеум відіграють ключову роль у промисловому органічному синтезі, споживаючи приблизно 35% всієї виробничої потужності. Це дає змогу виробляти різноманітні хімічні сполуки, які знаходять застосування у виробництві пластмас, фармацевтиці, пестицидах і багатьох інших галузях.

Сірчана кислота також необхідна у процесах електролізу кольорових металів, де вона використовується у якості електроліту, сприяючи виділенню металевих сплавів. Це є важливою складовою для галузей, що працюють з металургією і виробництвом металевих конструкцій.

Навіть у нафтогазовому та текстильному виробництві сірчана кислота знаходить своє застосування, використовуючись у різних процесах, які забезпечують ефективну роботу цих галузей. Ця різноманітність застосувань і важливість сірчаноокислотного виробництва підкреслюють його значення у розвитку та стабільності економіки.

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.

Історія процесу отримання сірчаної кислоти і олеуму відзначається його давністю, але за останні роки процес виробництва зазнав суттєвої модернізації. 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.

Разом із зростанням обсягів виробництва сірчаної кислоти спостерігається і розширення номенклатури продукції на спеціалізованих заводах. Особливо великий попит вразив деякі види продукції, такі як 100% сірчаний ангідрид, винятково чиста кислота, висококонцентрований олеум і інші схожі продукти.

Загалом, дана дипломна робота відповідає методичним вказівкам [1] і враховує всі регламентовані розділи, а також відображає важливість та актуальність сірчано-кислотного виробництва в сучасному світі.

РОЗДІЛ 1

АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1.1 Характеристика та вимоги до сировини та кінцевої продукції [2]

У сучасних економічних умовах, які характеризують нашу державу, варто відзначити, що переробка сірчаної кислоти є однією з обіцяючих галузей промисловості. Сірчана кислота, яка є результатом хімічної реакції сірчаного ангідриду з водою, відома своєю хімічною формулою H_2SO_4 та молекулярною вагою 98,08 г/моль.

Ця речовина виглядає як безбарвна, прозора масляниста рідина, і її щільність при температурі 20°C становить 1,8305 т/м³. Важливо зазначити, що безводна сірчана кислота кристалізується при температурі 10,45°C. При температурі 296,2°C вона починає кипіти і розкладатися, утворюючи суміш, яка містить 98,3% H_2SO_4 та 1,7% води, ця суміш кипить при температурі 336,5°C [2].

Сірчана кислота, коли вона взаємодіє з водою, утворює розчини різної концентрації, і в певних умовах вона здатна розчиняти у собі необмежену кількість триоксиду сірки. Ця реакція характеризується великим виділенням тепла, що свідчить про велику енергетичну потужність цього процесу.

Важливо відзначити, що властивості сірчаної кислоти, такі як щільність, температура кипіння і кристалізації, пружність, склад парів, в'язкість, питома теплоємність і електропровідність, а також її корозійна активність, визначаються концентрацією триоксиду сірки (SO_3) у розчині. Це означає, що властивості сірчаної кислоти можуть значно відрізнятись в залежності від її складу.

Товарні сорти сірчаної кислоти представляють собою розчини цієї кислоти у воді. Вони мають різну концентрацію і застосовуються в різних галузях промисловості в залежності від конкретних потреб.

Сірчана кислота відзначається високою хімічною активністю і відноситься до сильних електролітів. Вона безпосередньо реагує з металами і аміаком, утворюючи солі. Крім того, впливаючи на солі, сірчана кислота витісняє інші сильні,

але не летючі кислоти. Ця хімічна реакція дозволяє використовувати її у різних процесах як каталізатора.

Сірчана кислота має широкий спектр застосувань у різних галузях народного господарства [2], що свідчить про її важливість та різнобічні можливості:

У виробництві азотної, соляної і плавикової кислот, сірчана кислота використовується як важливий компонент для створення цих хімічних сполук. Вона допомагає стабілізувати та покращити якість кінцевої продукції в цих галузях.

Виробництво сірчаноокислих солей міді, цинку, магнію, та заліза також включає в себе використання сірчаної кислоти. Це дозволяє створювати різноманітні металеві сплави та сприяє подальшому використанню цих матеріалів в різних галузях виробництва.

У виробництві вибухових речовин та кіноплівки, а також у нафтовій, коксохімічній, металургійній, гідролізній, текстильній, шкіряній, харчовій та інших промислових галузях сірчана кислота грає ключову роль. Вона використовується як каталізатор та реагент для створення різних продуктів, від харчових добавок до матеріалів для текстильної промисловості.

Сірчана кислота знайшла своє застосування і у виробництві акумуляторів, штучного і синтетичного волокна, що важливо для виробництва багатьох побутових і промислових товарів.

Проте найбільшим споживачем сірчаної кислоти залишається промисловість виробництва мінеральних добрив. Сірчана кислота використовується для створення різних видів добрив, які є незамінними для сільськогосподарського сектора. Це добрива сприяють збільшенню врожайності та покращенню якості сільськогосподарської продукції, що є ключовим фактором для забезпечення продовольства та сировини для інших галузей економіки.

1.2 Спосіб отримання сірчаної кислоти [4–7]

Метод отримання сірчаної кислоти за допомогою контактного процесу відомий вже з першої половини XIX століття і є одним із найстаріших промислових

каталітичних процесів. Цей метод добре вивчений і досліджений завдяки своїй тривалій історії. Важливо зазначити, що багато теоретичних відомостей та узагальнень, розроблених під час розробки та удосконалення контактного способу, також мають значення для розуміння та оптимізації інших гетерогенних каталітичних процесів.

Суть контактного способу отримання сірчаної кислоти полягає в тому, що сірчистий ангідрид (SO_2) легко приєднує кисень у присутності каталізаторів. Цей процес є важливою складовою промислового виробництва сірчаної кислоти. Каталізатори сприяють ефективному перетворенню сірчистого ангідриду в сірчану кислоту та підтриманню високої якості кінцевого продукту.

Переваги контактного методу отримання сірчаної кислоти порівняно з нітрозним методом виявляються в різних аспектах і мають значущий вплив на ефективність та якість продукції.

В першу чергу, контактний спосіб надає можливість виготовлення сірчаної кислоти і олеуму з різною концентрацією. Ця гнучкість виробництва є важливою, оскільки дозволяє виробникам отримувати продукти, які відповідають конкретним вимогам та потребам ринку. З іншого боку, нітрозний метод зазвичай менш гнучкий у цьому відношенні.

Також варто відзначити, що при використанні контактного методу з сірчистим газом, отриманим з сірчаного колчедану, вимагається більш складна апаратура і додаткова очистка газу від домішок перед його подачею в контактний апарат. Це забезпечує високу чистоту продукту і допомагає уникнути негативних впливів забруднень при процесі виробництва.

Контактний метод також має певні вимоги до умов праці та дотримання технологічних процесів. Навіть мінімальна кількість пилу, яка потрапляє на каталізатор, може знизити його каталітичну активність і, отже, вплинути на якість продукту. Отже, дотримання високих стандартів чистоти та безпеки є важливими в управлінні контактним методом.

При порівнянні з нітрозним методом, контактний метод також дозволяє уникнути проблем з отруєнням каталізаторів сполуками миш'яку, селену та іншими речовинами, які можуть негативно вплинути на якість сірчаної кислоти.

З урахуванням цих переваг, контактний метод залишається предметом подальших досліджень і вдосконалення, і його значення у виробництві сірчаної кислоти може зростати, конкуруючи з нітрозними методами.

На початковому етапі контактного методу отримання сірчаної кислоти ($\text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$), вода може формуватися як результат реакції молекулярного водню та водневовмісних сполук, присутніх у контактній вежі. Цей процес може призвести до утворення води, яка в подальшому може реагувати з оксидом сірки (SO_3), утворюючи сірчану кислоту. Ця сірчана кислота може бути корозійною для обладнання, що використовується в процесі.

Останніми десятиліттями контактний метод отримання сірчаної кислоти набув значного поширення та став ключовим у промисловому виробництві. На сьогоднішній день, майже три четверті всієї сірчаної кислоти (що становить близько 70% світового виробництва) виготовляють за допомогою контактного методу, і ця тенденція продовжує зростати. Існують кілька чинників, які пояснюють такий успіх.

По-перше, попит на сірчану кислоту виріс, особливо на міцну кислоту, яка має різноманітні промислові застосування.

По-друге, сировинна база для виробництва сірчаної кислоти стала більш сприятливою для контактного методу. Наприклад, у США близько двох третин сірчаної кислоти виробляється з чистої елементарної сірки. У таких умовах контактний метод є найвигіднішим і найефективнішим методом виробництва.

У минулому, при контактному методі отримання сірчаної кислоти використовувалися виключно платинові каталізатори. Проте, в сучасний період платинові каталізатори в основному були замінені ванадієвими аналогами. Ця зміна має кілька обґрунтованих причин і важливих переваг.

Ванадієві каталізатори є більш вигідними з економічної точки зору, оскільки вони дешевші, і вони виявляють меншу чутливість до забруднень, які можуть

бути присутніми у газовій суміші, що використовується в процесі виробництва. Це стає особливо важливим при великомасштабному виробництві сірчаної кислоти, коли велика кількість сировини обробляється.

Основною активною складовою в ванадієвих контактних масах є ванадієвий ангідрид (V_2O_5). Для підвищення активності цього каталізатора, до нього додають оксиди лужних металів. Цей метод покращує ефективність каталізатора і сприяє прискоренню реакції окислення сірчистого ангідриду до сірчаного.

Окрім заміни платинових каталізаторів на ванадієві, важливим аспектом контактного методу є використання кремнекислоти як носія для ванадієвого каталізатора. Цей матеріал сприяє стабільності та довговічності каталізатора та забезпечує його оптимальну роботу протягом тривалого часу.

Отже, контактний метод отримання сірчаної кислоти здебільшого використовує ванадієві каталізатори та кремнекислотний носій для покращення ефективності процесу та отримання бажаного результату у виробництві.

Основними принципами, на яких ґрунтуються закони перенесення маси та енергії, лежить другий закон термодинаміки. Згідно з цим законом, всі фізико-хімічні процеси природно протікають в напрямку досягнення рівноваги. Рівновага – це стан системи, в якому всі протилежно напрямлені впливи на систему збалансовані.

Основні параметри складної фізико-хімічної системи, такі як тиск, температура та концентрації речовин, при яких досягнуто рівноважний стан, називаються **рівноважними параметрами**.

Фізичними і термодинамічними умовами рівноваги для будь-якої точки в замкненій системі є рівність температур, тисків та хімічних потенціалів.

Розглянемо приклад двофазної системи (див. рис. 1.1 *a*), в якій трикомпонентна газова суміш речовина A взаємодіє з рідкою фазою. На початку експерименту концентрація речовини A в газовій суміші відносно висока і має значення u_{A1} . Цю концентрацію в певний момент часу називають **робочою концентрацією**. У той самий момент часу робоча концентрація речовини A в рідкій фазі є низькою і дорівнює x_{A1} .

Якщо газова і рідка фази увійшли в контакт на початку експерименту, то розпочнеться перенесення маси речовини A з газової фази в рідку.

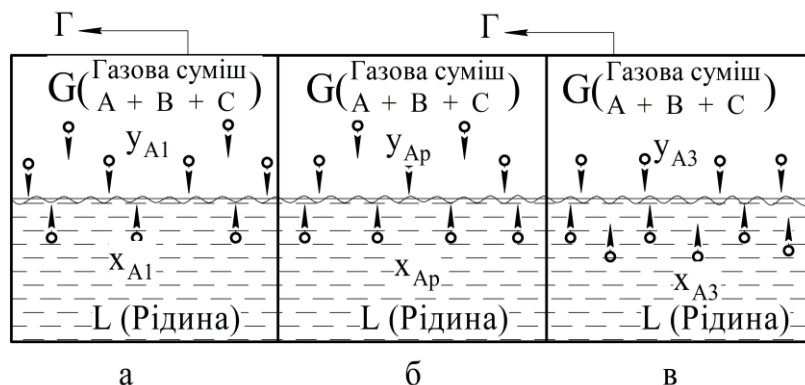


Рисунок 1.1 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:

a – масопередача речовини з газової фази в рідку (абсорбція); $б$ – 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 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, рівноважна 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.

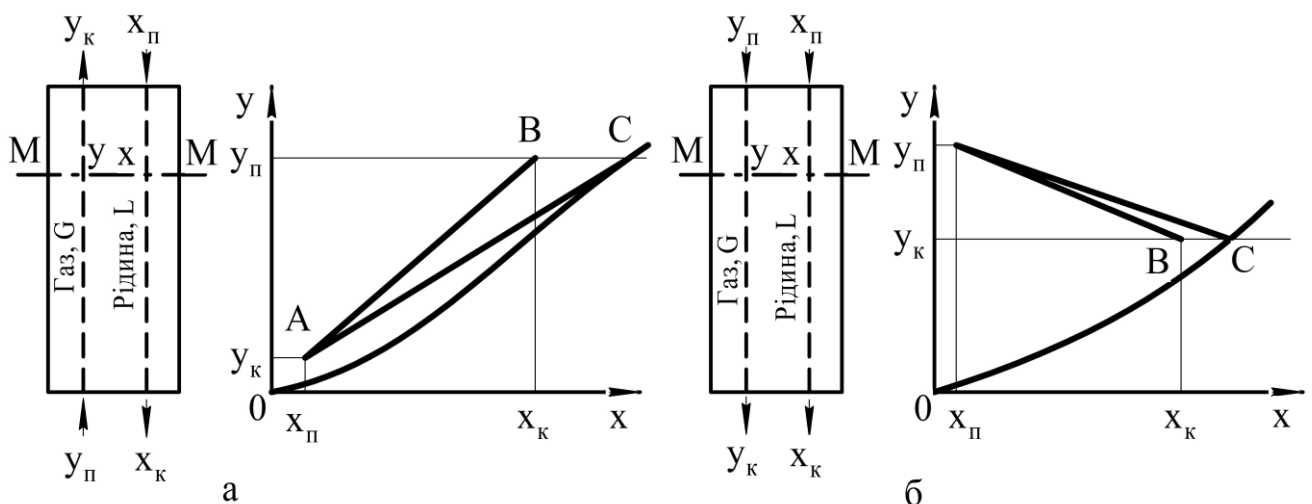


Рисунок 1.2 – Схема матеріального балансу та Y – X –діаграма:

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

В цьому процесі абсорбтивний компонент переходить із газової фази (G) в рідку фазу (L). При цьому фази є інертними одна до одної щодо абсорбтиву. От-

же, у нас $G = \text{const}$ та $L = \text{const}$, і рівняння матеріального балансу для цільового компонента може бути виражено наступним чином:

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

Звідси обчислюють загальну й питому витрату абсорбенту:

$$L = G \cdot \frac{Y_n - Y_\kappa}{X_\kappa - X_n}, \quad (1.9)$$

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

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 роботи насадкових апаратів [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. Ось детальний розгляд цих вимог:

1. Велика питома поверхня та вільний об'єм: насадка повинна мати значну питому поверхню та достатньо вільного об'єму для забезпечення ефективного контакту між фазами.

2. Добре змочуватися абсорбентом: насадка має бути легко змочуваною рідиною, щоб забезпечити рівномірне покриття поверхні.

3. Малий гідравлічний опір газовому потоку: важливо, щоб газовий потік міг проходити через насадку з мінімальним опором.

4. Рівномірне розподілення зрошувальної рідини: забезпечення рівномірного розподілу рідини по всій поверхні насадки є ключовим для оптимального контакту між фазами.

5. Хімічна стійкість в робочому середовищі: насадка повинна залишатися стійкою до хімічних впливів робочого середовища.

6. Мала насипна щільність: низька насипна щільність дозволяє забезпечити вільний обмін речовини між фазами.

7. Висока механічна міцність: насадка повинна витримувати механічні навантаження, які можуть виникнути в процесі експлуатації.

8. 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, $w_g \leq 0,45 \cdot w_{инв}$;

- режим підвисання: 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, $0,45 \cdot w_{инв} \leq w_g \leq 0,85 \cdot w_{инв}$;

- 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:

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

1.4 Обґрунтування модернізації апарата

Однією з ключових фаз виробництва сірчаної кислоти є процес абсорбції сірчаного ангідриду, який виконується в насадкових абсорберах, таких як олеумний і моногідратний абсорбери. Важливість ефективної роботи цих абсорберів визначається рядом факторів, включаючи повну змочуваність всієї насадки апарату та рівномірний розподіл газу і рідини в кожному поперечному перерізі насадки. Для того, щоб насадковий абсорбер працював ефективно, він повинен відповідати наступним вимогам:

1) Велика поверхня в одиниці об'єму: насадковий абсорбер повинен мати значну питому поверхню, що дозволяє підвищити контакт між газом і рідиною, сприяючи ефективному масообміну.

2) Добре змочуватися зрошуваною рідиною: насадка повинна легко змочуватися зрошувальною рідиною, щоб забезпечити ефективний контакт між фазами.

3) Невеликий гідравлічний опір газовому потоку: важливо, щоб насадка не створювала значний гідравлічний опір для газового потоку, що проходить через абсорбер.

4) Рівномірний розподіл зрошуючої рідини: насадка повинна забезпечити

однорідний розподіл зрошуючої рідини, що допомагає підвищити ефективність процесу.

5) Стійкість до хімічної дії рідини і газу: матеріал насадки повинен бути стійким до впливу хімічних речовин у рідині і газу, які циркулюють у колоні.

6) Низька питома вага: насадка повинна мати невелику питому вагу, що сприяє ефективній роботі абсорбера і не заважає процесу.

7) Висока механічна міцність: матеріал насадки повинен бути міцним, щоб витримувати дію фізичного навантаження і забезпечити тривалий термін служби.

У випадку моногідратного абсорбера, для досягнення цих вимог, використовується спеціальна насадка у вигляді керамічних сідел Берля. Ця насадка забезпечує оптимальні умови для ефективно абсорбції сірчаного ангідриду в процесі виробництва сірчаної кислоти.

Застосування сідлоподібної насадки Берля дозволяє досягти значних позитивних ефектів у сфері зменшення вимог до обладнання для проведення процесу абсорбції, а також у зниженні матеріаловитратність абсорбера. Основні переваги цього підходу полягають у наступному:

Зменшення кількості насадки: використання сідлоподібної насадки Берля дозволяє значно скоротити кількість необхідної насадки для оптимального проведення процесу абсорбції. Це призводить до економії матеріалів та ресурсів.

Зменшення висоти апарата: досягнення ефективно абсорбції при застосуванні сідлоподібної насадки Берля призводить до зменшення висоти самого абсорбера. Ця зміна сприяє оптимізації процесу та скороченню витрат на будівництво та утримання обладнання.

Загалом, досягнення економічних переваг від використання цієї технології визначається такими параметрами:

- зменшення висоти апарату: висота абсорбера зменшилася на приблизно 8,2% в порівнянні з базовим варіантом, що сприяє зменшенню витрат на будівництво і операцію абсорбера.

- зменшення висоти шару насадки: використання сідлоподібної насадки Берля дозволило скоротити висоту шару насадки на близько 20,5%, зменшуючи ви-

моги до матеріаловитратності.

- зменшення маси апарату: застосування цієї технології призвело до зменшення маси апарату на приблизно 2,5%, що в свою чергу зменшує вимоги до матеріаловитрат.

Загалом, використання сідлоподібної насадки Берля в абсорбційних процесах дозволяє досягти значних позитивних результатів в оптимізації обладнання та економії ресурсів.

РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

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

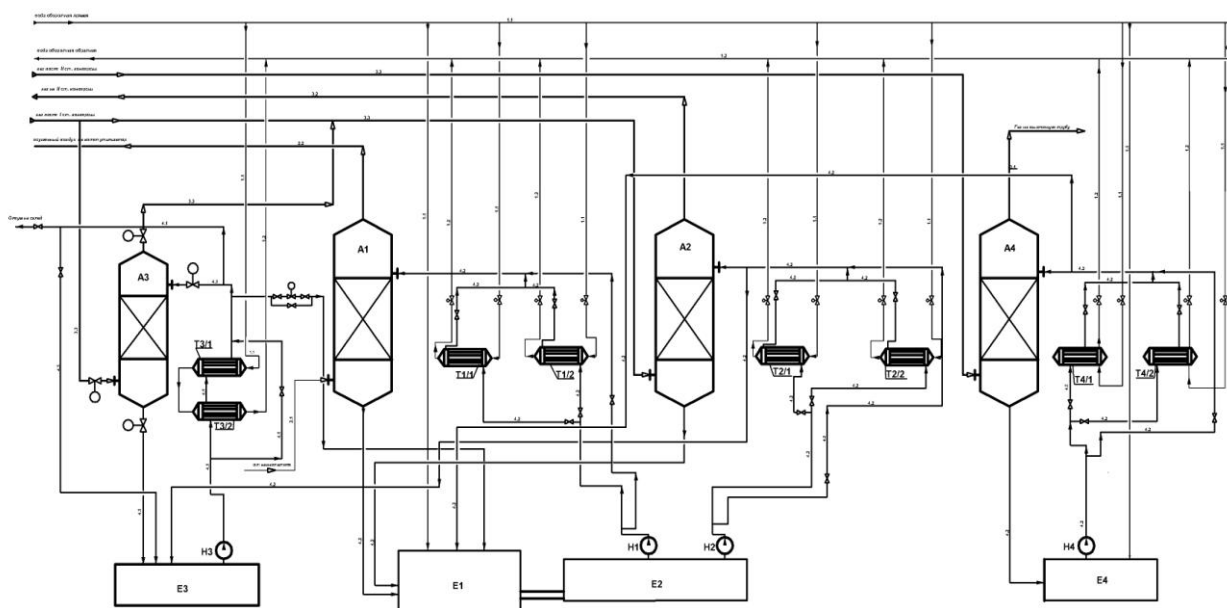


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти

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'єднаного збірника (позиція E2). У цьому абсорбері відбувається поглинання SO_3 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% H_2SO_4 . 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]

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/c .

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 більших розмірів з меншою питомою поверхнею. Це рішення дозволяє зменшити оптимальну щільність зрошення, підвищити допустиму швидкість газу та зменшити площу перерізу колони. У 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]:

$$D_k/d_e \geq 8.$$

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 фа-

критичної 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]:

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

де n – кількість секцій насадки;

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

H_e – 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_e 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_v та нижньої частини H_n колони також може здійснюватися в залежності від діаметра колони, враховуючи рекомендації [4].

2.3 Опис об'єкта дослідження

Моногідратний абсорбер (рис. 2.2) представляє собою сталевий, зварний, вертикальний циліндричний апарат з конічною кришкою 2 і плоским нижнім днищем 8.

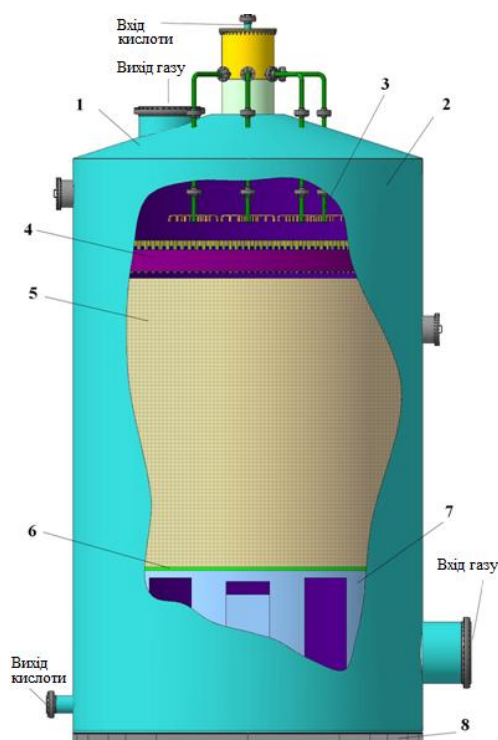


Рисунок 2.2 – Абсорбер моногідратний:

1 – кришка; 2 – сталева обичайка; 3 – «павук»; 4 – розподільна плита; 5 – насадка; 6 – колосникова решітка; 7 – опора колосникової решітки; 8 – опора апарату

Всередині цього апарату внутрішні стінки обладнані спеціальними матеріалами, стійкими до корозії, щоб забезпечити тривалий термін служби. Футерування нижньої частини апарату виконано спільно з арками, які закінчуються колосниковою решіткою під насадкою.

Над насадкою, яка має номер 6 на схемі, розташована розподільна система. Ця система складається з розподільної плити під номером 5 і так званих «павуків» під номером 4. Корпус апарату забезпечений захистом від корозії завдяки використанню корозійностійких матеріалів. Також на абсорбері розміщені штуцери і технологічні люки.

З контактного апарату газ подається в ангідридний холодильник, а потім в моногідратний абсорбер. Газові шляхи до та після моногідратного абсорбера обладнані футеровкою, щоб захистити їх від корозії. Процес в моногідратному абсорбері включає в себе абсорбцію моногідратним абсорбером, збірником для змішування рідини, об'єднаним збірником, і двома кожухотрубчастими холодильниками, які підключені послідовно за протитечійною схемою для руху середовища.

У моногідратному абсорбері розчиняється 98,5% кислота. Цей процес призводить до збільшення концентрації змочуваної кислоти завдяки абсорбції сірчаного ангідриду. Під час цього процесу кислота нагрівається за рахунок тепла, що виділяється під час реакції утворення H_2SO_4 . Після цього нагріта концентрована кислота виводиться з абсорбера в спеціальний збірник.

2.4 Технологічні розрахунки

Витрата циркулюючої кислоти:

$$L = L_c \cdot K_u = 20 \cdot 380000 = 7,6 \cdot 10^6 \frac{m}{рік} = 867580 \frac{кг}{год}, \quad (2.19)$$

де L_c – продуктивність абсорбера;

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:

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

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

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

\bar{Y}_H, \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:

$$\bar{X}_H = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot \frac{x_H}{(1-x_H)} = \frac{80 \cdot 0,804}{98 \cdot (1-0,804)} = 0,656 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{SO}_4;$$

$$\bar{X}_K = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot \frac{x_K}{(1-x_K)} = \frac{80 \cdot 0,808}{98 \cdot (1-0,808)} = 0,670 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{SO}_4;$$

$$\bar{Y}_H = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_2} \cdot \frac{y_H}{(1-y_H)} = \frac{80 \cdot 0,026}{29,7 \cdot (1-0,026)} = 0,072 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{газу};$$

$$\bar{Y}_K = \frac{M_{\text{SO}_3}}{M_2} \cdot \frac{y_K}{(1-y_K)} = \frac{80 \cdot 0,0001}{29,7 \cdot (1-0,0001)} = 0,00027 \text{ кг } \text{SO}_3 / \text{кг } \text{газу},$$

де x_H – початковий вміст SO_3 у абсорбенті; $x_H = 0,804$ (98,5 % H_2SO_4);

x_K – кінцевий вміст SO_3 у продукті; $x_K = 0,808$ (98,96 % H_2SO_4);

y_H – початковий вміст SO_3 у газі; $y_H = 2,6$ % об.;

y_K – кінцевий вміст SO_3 у газі; $y_K = 0,01$ % об.

Витрата газу:

$$G = \frac{L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H)}{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)} = \frac{867580 \cdot (0,670 - 0,656)}{(0,072 - 0,00027)} = 169331 \text{ кг } / \text{год}, \quad (2.21)$$

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

$$l = \frac{L}{G} = \frac{867580}{169331} = 5,12 \quad (2.22)$$

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

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

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

$\mu_{ж} = 21$ мПа·с – в'язкість рідини при робочій температурі [2];

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

Для обчислення граничної швидкості газу виберемо тип насадки. Для нашого проекту виберемо насадку – керамічні сідла Берля (38 мм).

Характеристики вибраної насадки [3]:

– $a = 165$ м²/м³ – питома поверхня насадки;

– $\varepsilon = 0,7$ – м³/м³ – вільний об'єм;

– $d_E = 0,017$ м – еквівалентний діаметр.

Молярна маса:

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

$$M_g = 80 \cdot 0,0261 + 64 \cdot 0,0096 + 28 \cdot 0,9241 + 32 \cdot 0,0402 = 29,7 \text{ кг/кмоль}$$

Молярні маси і вміст компонентів у газі зазначені в табл. 2.2.

Таблиця 2.2 – Молярна маса і вміст компонентів у газі

Речовина	Молярна маса, кг/кмоль	Вміст у газі, %
SO ₃	80	2,61
SO ₂	64	0,96
N ₂	28	92,41
O ₂	32	4,02

Густина газу:

$$\rho_z = \frac{M_z}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{29,7 \cdot 273 \cdot 0,12}{22,4 \cdot 388 \cdot 0,1} = 1,12 \text{ кг/м}^3, \quad (2.25)$$

Об'ємна витрата газу складає:

$$V = \frac{G}{\rho_z} = \frac{169331}{1,12} = 151188 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.26)$$

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

$$\lg \left[\frac{w_{np}^2 \cdot 165 \cdot 1,12 \cdot (21 \cdot 10^{-3})^{0,16}}{9,81 \cdot 0,7^3 \cdot 1870} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{867580}{169331} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,12}{1870} \right)^{0,125}$$

Обчислюючи це рівняння, одержимо $\omega_{np} = 1,2$ м/с. Робочу швидкість приймаємо рівною $\omega = 0,8 \cdot \omega_{np} = 0,8 \cdot 1,2 = 0,96$ м/с.

Діаметр абсорбера розраховуємо з рівняння витрати:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 151188}{3,14 \cdot 0,96 \cdot 3600}} = 7,47 \text{ м} \quad (2.27)$$

Приймаємо діаметр абсорбера $D = 8,0$ м.

Щільність зрошення обчислюємо за формулою:

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

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

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 8,0^2}{4} = 50,24 \text{ м}^2 \quad (2.29)$$

Підставивши отримаємо:

$$U = \frac{867580}{1870 \cdot 50,24 \cdot 3600} = 27 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

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:

$$U_{\min} = 165 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 24,1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

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

Кількість поглиненого SO_3 :

$$W_A = \frac{L \cdot (x_k - x_n)}{1 - x_k} = \frac{867580 \cdot (0,808 - 0,8042)}{1 - 0,808} = 16493 \text{ кг} / \text{год} \quad (2.31)$$

Обчислюємо відведення тепла при охолодженні газу:

$$Q_1 = V \cdot c_2 \cdot (t_H^r - t_K^r), \quad (2.32)$$

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

t_H^r – температура газу на вході в абсорбер; $t_H^r = 115^\circ\text{C}$;

t_K^r – температура газу на виході з абсорбера; $t_K^r = 50^\circ\text{C}$.

$$Q_1 = 151188 \cdot 0,32 \cdot (115 - 50) = 2862587 \text{ ккал / год.}$$

Теплота розчинення SO_3 розраховується:

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

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

$$Q_2 = 16493 \cdot 172 = 2836796 \text{ ккал / год}$$

Загальна кількість тепла, яке виділяється:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 2862587 + 2836796 = 5699383 \text{ ккал / год} \quad (2.34)$$

Нагрівання кислоти:

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

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

$$\Delta t = \frac{5699383}{867580 \cdot 0,34} = 20^{\circ}\text{C}$$

При вихідній температурі кислоти в 79°C її остаточна температура досягне відмітки в 99°C .

У рівноважній системі тиск сірчаного триоксиду (SO_3) над кислотою, при вхідній температурі 79°C , складає $P_2^*=0,013$ бар, а при виході за температури 99°C , $P_1^*=0,041$ бар. Парціальний тиск SO_3 (при загальному тиску $P=1,2$ бар) у газі, що надходить $P_1=0,138$ бар, у газі, що виходить $P_2=0,03$ бар.

Рушійна сила:

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

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

Середня рушійна сила в системі обчислюється наступним чином:

$$(P - P^*)_{\text{cp}} = \frac{(P_1 - P_1^*) - (P_2 - P_2^*)}{2,3 \cdot \lg \frac{P_1 - P_1^*}{P_2 - P_2^*}} = \frac{0,097 - 0,017}{2,3 \cdot \lg \frac{0,097}{0,017}} = 0,046 \text{ бар} \quad (2.36)$$

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 $n=40$:

$$\gamma = \frac{n}{n + b} = \frac{40}{40 + 19} = 0,68 \quad (2.38)$$

Підставивши розрахункові значення, отримаємо:

$$a_{\text{эф}} = \frac{27 \cdot 10^{-4} \cdot 0,68}{0,089 + 0,0086 \cdot 27 \cdot 10^{-4}} = 46 \text{ м}^{-1}$$

Коефіцієнт масовіддачі розраховуємо з рівняння [2]:

$$\beta_x = 57,8 \cdot \omega_{\text{нр}}^{0,74} = 57,8 \cdot 1,2^{0,74} = 73,75 \text{ кг / м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{бар} . \quad (2.39)$$

Для 98,5 % кислоти при усередненій температурі $t_{\text{cp}}=89^\circ\text{C}$ маємо $K_0=3$, $K_1=0,53$, $K_2=0,74$ [2]. Отже, коефіцієнт масопередачі буде дорівнювати:

$$K = \beta_x \cdot K_0 \cdot K_1 \cdot K_2 = 73,75 \cdot 3 \cdot 0,53 \cdot 0,74 = 86,77 \text{ кг / м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{бар} .$$

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

$$K_V = \frac{Ka_{\text{эф}}}{f} = \frac{86,77 \cdot 46}{2} = 1996 \text{ кг / м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{бар} .$$

2.5 Конструктивні розрахунки апарата

Об'єм насадки:

$$V_{\text{нас}} = \frac{W_A}{K_V \cdot (P - P^*)_{\text{cp}}} = \frac{16493}{1996 \cdot 0,046} = 266,27 \text{ м}^3 . \quad (2.40)$$

Висота насадки:

$$H = \frac{V_{\text{нас}}}{S} = \frac{266,27}{50,24} = 5,5 \text{ м} . \quad (2.41)$$

Обчислюємо діаметр патрубку для введення вихідної газової суміші:

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

де $w_{z,n}$ – швидкість потоку газової суміші, приймаємо $w_{z,n} = 25$ м/с.

$$d_z = \sqrt{\frac{162647}{0,785 \cdot 3600 \cdot 25}} = 1,2 \text{ м.}$$

Приймаємо за [7] патрубков $\text{Ø}1220 \times 10$ мм із фланцем 1340×10 .

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 $w_{жс} = 1,0$ м/с.

$$d_{жс} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,124}{3,14 \cdot 2}} = 0,28 \text{ м.}$$

Приймаємо за [7] патрубков $\text{Ø}377 \times 8$ мм із фланцем 485×8 мм.

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера буде дорівнювати:

$$h_1 = 0,35 \cdot D = 0,35 \cdot 8 = 2,8 \text{ м.} \quad (2.44)$$

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

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера буде дорівнювати:

$$h_2 = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 8 = 4 \text{ м.} \quad (2.45)$$

При цьому тут розміщується патрубок для введення в абсорбер газової суміші.

Загальна геометрична висота абсорбера складе:

$$H_a = H + h_1 + h_2 = 5,30 + 2,8 + 4 = 12,1 \text{ м.} \quad (2.46)$$

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 зрошуваною рідиною) насадки;

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

$b = 30$ – коефіцієнт, що залежить від типу насадки.

Гідравлічний опір сухої насадки обчислюємо за наступним рівнянням:

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

де λ – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_\gamma} + 2,34 \quad (2.49)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці складе:

$$\text{Re}_y = \frac{\omega \cdot d_s \cdot \rho_2}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{0,96 \cdot 0,017 \cdot 1,12}{0,7 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3}} = 1440 \quad (2.50)$$

Тоді:

$$\lambda = \frac{133}{1440} + 2,34 = 2,43 .$$

Підставивши розрахункові значення, отримаємо:

$$\Delta P_c = 2,43 \cdot \frac{5,5}{0,017} \cdot \frac{0,96^2}{2} \cdot 1,12 = 525 \text{ Па};$$

$$\Delta P_a = 525 \cdot 10^{30 \cdot 27 \cdot 10^{-4}} = 633 \text{ Па} .$$

2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

Визначимо підходящий вентилятор, який буде використовуватися для подачі газу у процесі абсорбції. Газ подається в нижню частину абсорбера з такими параметрами: робоча витрата газу – 20,34 м³/с, температура газу – 115°C, тиск – 0,12 МПа.

Враховуємо, що швидкість газу в трубопроводі становить $\omega = 15$ м/с. З цих даних ми можемо визначити внутрішній діаметр трубопроводу за допомогою наступної формули:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}} , \quad (2.51)$$

Підставивши отримаємо:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 20,34}{3,14 \cdot 15}} = 1,2 \text{ м.}$$

Підбираємо сталеву трубу зовнішнім діаметром 1220 мм, товщиною 10 мм. Внутрішній діаметр труби $d = 1,2$ м. Фактичну швидкість води в трубі обчислимо за наступною формулою:

$$\omega = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d^2}. \quad (2.52)$$

Підставивши отримаємо:

$$\omega = \frac{4 \cdot 20,34}{3,14 \cdot 1,2^2} = 9,3 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі знайдемо за формулою:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.53)$$

де $\mu = 0,021 \cdot 10^{-3}$ Па·с – в'язкість газу при температурі 115°C [2];

$\rho = 1,12$ м³/с – густина газу.

Підставивши отримаємо:

$$\text{Re} = \frac{9,3 \cdot 1,2 \cdot 1,12}{0,021 \cdot 10^{-3}} = 786514.$$

Враховуємо, що труби були у використанні і мають невелику корозію. Абсолютна шорсткість при цьому $\Delta = 1,5 \cdot 10^{-4}$ м.

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

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

$11111 < Re < 6222222$, тобто в трубопроводі має місце змішане тертя, і під час обчислення коефіцієнта λ необхідно використовувати таку математичну формулу::

$$\lambda = 0,11(e + 68 / Re)^{0,25}. \quad (2.54)$$

Підставивши отримаємо:

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,00009 + 68 / 786514)^{0,25} = 0,013.$$

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 обчислюємо:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 1,1 + 1 = 3,7. \quad (2.55)$$

Гідравлічний опір трубопроводу розраховуємо за формулою:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.56)$$

де $l = 6$ м – довжина трубопроводу.

Обчислимо гідравлічний опір трубопроводу:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{0,013 \cdot 6}{1,2} \right) \cdot \frac{1,12 \cdot 9,3^2}{2} = 24 \text{ Па.}$$

Обчислимо надлишковий тиск, який повинен забезпечити вентилятор для подолання гідравлічного опору апарату і трубопроводу:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_a + (p_2 - p_1) + \Delta p_{\text{нап}}, \quad (2.57)$$

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

Δp_a – опір апарату, Па;

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

Опір апарату $\Delta p_a = 633$ Па.

Втрати напору по висоті:

$$\Delta p_{\text{нап}} = \rho \cdot g \cdot h = 1,12 \cdot 9,8 \cdot 6,57 = 72 \text{ Па.}$$

Підставивши отримаємо:

$$\Delta p = 24 + 633 + 0,005 \cdot 10^6 + 72 = 5729 \text{ Па.}$$

Корисна потужність вентилятору:

$$N_n = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_{\text{вент}} \cdot \eta_{\text{прив}}}, \quad (2.58)$$

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

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

Підставивши отримаємо:

$$N_n = \frac{20,34 \cdot 5729}{1000 \cdot 0,75 \cdot 0,93} = 167 \text{ кВт.}$$

Враховуючи отримані дані, підходящою моделлю вентилятора є В-Ц12-49-8-01, для якого при оптимальних умовах роботи ($Q = 20,34 \text{ м}^3/\text{с}$, $\rho \cdot g \cdot h = 6500 \text{ Па}$, $n = 24,15 \text{ с}^{-1}$) підходить двигун 4А315S4 з $P_{ном} = 180 \text{ кВт}$.

Кислоту в кількості $G = 231,5 \text{ кг/с}$ слід охолодити від $t_n = 70^\circ\text{C}$ до $t_k = 55^\circ\text{C}$. Охолодження провести водою з $t_{нв} = 20^\circ\text{C}$ і $t_{кв} = 30^\circ\text{C}$.

Обчислюємо теплове навантаження:

$$Q = G \cdot c_1 \cdot (t_n - t_k), \quad (2.59)$$

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

$$Q = 231,5 \cdot 1500 \cdot (70 - 55) = 5208750 \text{ Вт.}$$

Обчислимо кількість води необхідної для охолодження:

$$G_g = \frac{Q}{c_g \cdot (t_{кв} - t_{нв})}, \quad (2.60)$$

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

$$G_B = \frac{5208750}{4190 \cdot (30 - 20)} = 124,3 \text{ кг/с.}$$

Середньологарифмічна різниця температур теплоносіїв становить:

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_{\bar{\theta}} - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_m}}, \quad (2.61)$$

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

Підставивши величини у формулу, отримаємо:

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

Врахуємо, що орієнтовне значення $Re_{op} = 15000$, що відповідає розвиненому турбулентному режиму течії в трубах. Цей режим легко може бути досягнутий в теплообміннику, де кількість труб, які припадають на один перехід, дорівнює:

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot Re_{op} \cdot \mu_1}, \quad (2.62)$$

Підставивши величини у формулу (2.62), отримаємо:

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 231,5}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 11 \cdot 10^{-3}} = 85$$

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

Орієнтовне значення поверхні становить:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{CP}} \quad (2.63)$$

Підставивши отримаємо:

$$F_{op} = \frac{5208750}{800 \cdot 37} = 176 \text{ м}^2.$$

Теплообмінники з близькою поверхнею характеризуються діаметром кожуха у діапазоні від 600 до 1000 міліметрів. Важливо зауважити, що тільки багатходові апарати з числом ходів, яке дорівнює 4 ($z=4$), дозволяють досягти співвідношення n/z , що приблизно дорівнює 85.

З метою визначення відповідної поправки для середньої різниці температур використовуємо наступну формулу за [4]:

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

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

Тоді

$$F_{op} = \frac{5208750}{800 \cdot 36} = 181 \text{ м}^2.$$

З таблиці [4] можна зробити висновок, що серед різних варіантів теплообмінників, доступних для вибору, найкращим варіантом є теплообмінник з трубами довжиною $L = 6,0$ м і номінальною поверхнею $F = 190,0 \text{ м}^2$, діаметром кожуха $D = 800$ мм, $d_{mp} = 25 \times 2$ мм, $S = 0,020 \text{ м}^2$, $n = 404$ шт., $z = 4$ мають співвідношення $n/z = 101$.

Обчислимо запас поверхні:

$$\Delta = \frac{(190 - 181)}{181} \cdot 100 \% = 5 \%$$

РОЗДІЛ 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13–15]

Обладнання, яке використовується у виробництві сірчаної кислоти, стикається з різними видами корозії, тому необхідно дуже дбайливо підходити до вибору матеріалів для виготовлення апаратів.

У виробництві сірчаної кислоти широко і успішно використовують нержавіючу сталь, оскільки вона має високий рівень корозійної стійкості. Тому для тих частин апарату, які безпосередньо контактують з агресивним середовищем (наприклад, корпус, кришка і днище абсорбера, розподільні плити, решітки, штуцери і трубки), вибираємо матеріал – сталь 12Х18Н10Т. Це рішення обґрунтоване завдяки універсальним властивостям цієї сталі, які об'єднують жаростійкість і високу стійкість до корозії. Оскільки температура всередині апарату досягає значних значень, а концентрація сірчаної кислоти перевищує 80%, обрана нами сталь 12Х18Н10Т є найбільш виправданим вибором в таких умовах.

Насадка виготовляється з кислототривкої кераміки.

Для частин, які не мають прямого контакту з кислотою, ми обираємо такі матеріали: для болтів, гайок і шайб використовуємо Сталь 35; для опори апарату використовуємо сталь марки Ст. 3сп; для обтюрції використовуємо пароніт.

Висока агресивність сірчаної кислоти стосовно чистих металів, сталей і сплавів вимагає використання полімерних матеріалів, кислотостійких зв'язуючих речовин на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, а також матеріалів на основі каучуків та інших подібних рішень для виготовлення обладнання для сірчано-кислотного виробництва [2].

Саме через цю агресивність сірчаної кислоти футерується сталевий корпус моногідратного абсорбера цеглою, яка має високу стійкість до кислоти, і закріплюємо її силікатною замазкою.

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

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_u – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

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

ϕ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Обчислюємо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі $t = 115^{\circ}C$ [16]:

$$[\sigma]^{115} = 150 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\delta]_{II} = \frac{\delta_{T20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де δ_{T20} – межа плинності матеріалу при температурі $t = 20^{\circ}C$.

$$[\delta]_{II} = \frac{240}{1,1} = 218,18 \text{ МПа.}$$

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

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

$$p_H = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot 0,12 \cdot \frac{240}{150} \\ 0,12 + 0,3 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 0,24 \\ 0,42 \end{array} \right\} = 0,42 \text{ МПа.}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки становить:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,12 \cdot 8000}{2 \cdot 1 \cdot 150 - 0,12} \\ \frac{0,42 \cdot 8000}{2 \cdot 1 \cdot 150 - 0,42} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 3,20 \\ 10,20 \end{array} \right\} = 10,2 \text{ мм.}$$

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 на рік, τ – термін служби апарату);

C_2 – прибавка на ерозію;

C_3 – технологічна прибавка;

C_4 – прибавка на мінусовій допуск.

Згідно рекомендацій [16] $C_2=0$, $C_3=0$, $C_4=0$, $\Pi=0,145$ мм/рік, $\tau=10$ років.

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

$$S = 10,2 + 1,45 = 11,65 \text{ мм.}$$

Виконавчу товщину стінки приймаємо рівною $S = 12$ мм.

Обчислимо товщину днища апарата.

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

де K – коефіцієнт, що враховує тип закріплення днища; приймаємо $K=0,45$ [5];

K_o – коефіцієнт ослаблення, що залежить від характеру розташування отворів у днищі.

Коефіцієнт ослаблення K_o обчислюємо за рівнянням [16]:

$$K_o = \sqrt{1 + \frac{d}{D_e} + \left(\frac{d}{D_e}\right)^2} = \sqrt{1 + \frac{350}{8000} + \left(\frac{350}{8000}\right)^2} = 1,022; \quad (3.6)$$

$$S_p^n = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,022 \cdot 0,45 \cdot 8000 \sqrt{\frac{0,12}{1 \cdot 150}} \\ 1,022 \cdot 0,45 \cdot 8000 \sqrt{\frac{0,42}{1 \cdot 218,18}} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 8,41 \\ 10,14 \end{array} \right\} = 10,14 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки плоского днища:

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

$$S_n = 10,14 + 1,45 = 11,59 \text{ мм.}$$

Приймаємо $S_n = 12$ мм.

Обчислюємо товщину кришки апарату:

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

$$S_{p}^{\kappa} = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,12 \cdot 8000}{(2 \cdot 1 \cdot 150 - 0,12) \cdot \cos 45^{\circ}} \\ \frac{0,42 \cdot 8000}{(2 \cdot 1 \cdot 150 - 0,42) \cdot \cos 45^{\circ}} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 4,53 \\ 10,36 \end{array} \right\} = 10,36 \text{ мм}$$

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

$$S_{\kappa} = S_{\kappa}^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4, \quad (3.9)$$

$$S_{\kappa} = 10,36 + 1,45 = 11,81 \text{ мм}$$

Приймаємо $S_{\kappa} = 12 \text{ мм}$.

Обчислимо навантаження сухого апарату на опору:

$$Q_{an} = M_{an} \cdot g. \quad (3.10)$$

Маса сухого апарату складається із наступних складових:

Маса насадки:

$$M_{нас} = \rho_{нас} \cdot D \cdot H = 780 \cdot 8 \cdot 5,3 = 33072 \text{ кг}, \quad (3.11)$$

де $\rho_{нас} = \rho_m \cdot (1 - \varepsilon) = 2600 \cdot (1 - 0,7) = 780 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – насипна щільність шару насадки;

$\rho_m = 2600 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – щільність кераміки, із якої виготовлена насадка.

Маса відбортованого еліптичного днища дорівнює масі кришки:

$$M_{кр} = M_{дн} = \rho \cdot V_{дн} = 7850 \cdot 3,45 = 27082 \text{ кг}, \quad (3.12)$$

де $V_{дн} = 3,45 \text{ м}^3$ – об'єм днища відповідно до ГОСТ 12622-78;

$\rho = 7850 \text{ кг/м}^3$ – щільність сталі 12Х18Н10Т.

Маса корпусу апарату (циліндричної обичайки):

$$M_k = H \cdot \pi \cdot D \cdot S \cdot \rho = 12,9 \cdot 3,14 \cdot 8 \cdot 0,01 \cdot 7850 = 25438 \text{ кг} . \quad (3.13)$$

Маса сухого апарату:

$$M_{\text{ап}} = M_k + 2 \cdot M_{\text{дн}} + M_{\text{нас}} = 33072 + 2 \cdot 27082 + 25438 = 112674 \text{ кг} . \quad (3.14)$$

Зважаючи на те, що при обчисленні не були враховані маси патрубків, фланців і т. д. приймаємо масу сухого апарату рівною 115 тонн.

За формулою (3.10) обчислимо навантаження:

$$Q_{\text{ап}} = 115000 \cdot 9,81 = 1128150 \text{ Н} \approx 1128 \text{ кН} .$$

Обчислимо навантаження апарату на опору при випробуванні під наливом:

$$Q_{\text{випр}} = M_{\text{випр}} \cdot g = 763096 \cdot 9,81 = 7485978 \text{ Н} \approx 7486 \text{ кН} , \quad (3.15)$$

де маса апарату при випробуваннях складе:

$$M_{\text{випр}} = M_{\text{ап}} + M_{\text{вод}} = 115000 + 648096 = 763096 \text{ кг} ; \quad (3.16)$$

$$M_{\text{вод}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_{\text{ап}} \cdot \rho_{\text{вод}} = \frac{3,14 \cdot 8^2}{4} \cdot 12,9 \cdot 1000 = 648096 \text{ кг} . \quad (3.17)$$

Отже, для вибору опори маємо значення навантажень: $Q_{\text{min}} = 1,128 \text{ МН}$ и $Q_{\text{max}} = 7,486 \text{ МН}$.

Для нашого апарату вибираємо швелерну опору зі сталі Ст.3сп.

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання [17]

Ми обрали варіант відкритого розташування обладнання на майданчику, оскільки це дозволяє нам зекономити на капітальних витратах, знизити рівень забруднення повітря, позбавитися від потенційних небезпек, таких як вибухи та пожежі, покращити робочі умови обладнання та спростити доступ до важкого устаткування. Окрім того, цей варіант забезпечує ефективну вентиляцію.

Ми врахували ці переваги, а також врахували масові потоки (газові та рідинні), масу і габаритні розміри різних видів обладнання та особливості технологічного обладнання, такі як вибухонебезпека, токсичність і стійкість до навколишнього середовища.

Ми ретельно розташували основне технологічне обладнання так, щоб обслуговування всієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і комфортним. Наприклад, холодильники розміщені ззаду абсорбційної колони, а збірник кислоти – зліва. Ми врахували мінімальну довжину труб від апаратів, забезпечили зручність очищення та заміни теплообмінних труб.

Важке устаткування, таке як абсорбційна колона, встановлене на нульовій позначці, тоді як теплообмінники та збірник розміщені на фундаментах.

Для забезпечення самопливу продуктів за технологічною схемою дотримано норми розміщення обладнання по висотним позначкам. Розташування колон враховує робочий тиск під час експлуатації та інші параметри устаткування.

Ухил трубопроводів становить приблизно 3-5 градусів для забезпечення вільного перетікання, а кути повороту трубопроводів рівні 90 градусів. Сходи оснащені поручнями для безпеки обслуговуючого персоналу.

Вище, за другим поверхом розміщуються майданчики, виготовлені з металоконструкцій, які призначені для обслуговування абсорбційної колони. Між цими площадками встановлюється драбина, обладнана круглою огорожею, що забезпечує безпечний доступ між рівнями.

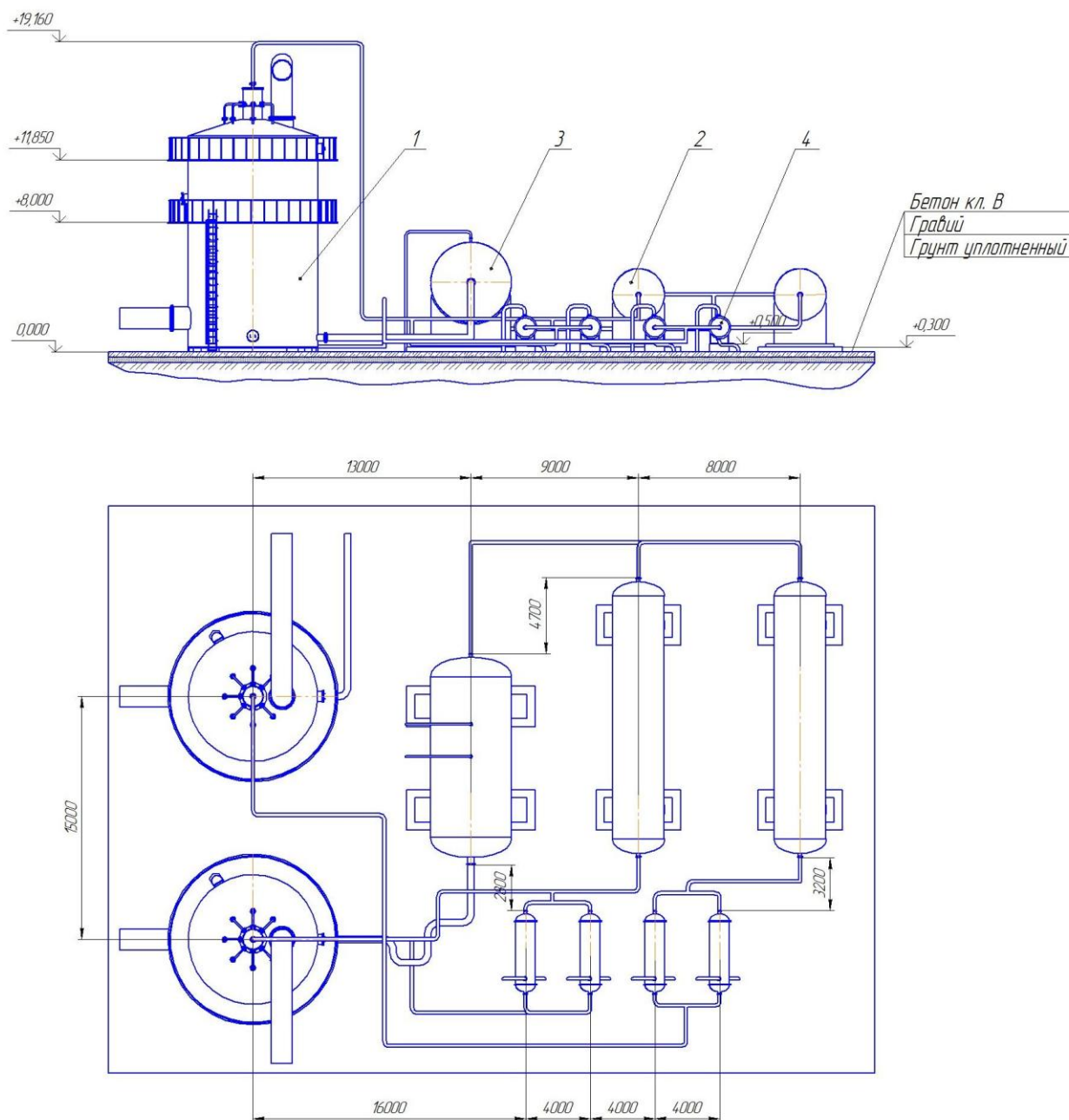


Рисунок 4.1 – Монтажный кресленик ділянки виробництва сірчаної кислоти

Планування траси трубопроводів має відповідати технологічній схемі та забезпечувати компенсацію подовжень, що виникають внаслідок зміни температури. При цьому маршрут трубопроводів та розташування нерухомих кріплень повинні забезпечувати достатню гнучкість, щоб напруги, що виникають внаслідок самокомпенсації, а також сили і моменти, які передаються трубопроводами на обладнання, не перевищували допустимих значень.

Для забезпечення найменших гідродинамічних втрат під час проектування та монтажу треба дотримуватися наступних основних вимог:

- Уникнення непотрібних поворотів у трасі трубопроводу, орієнтуватися на прямолінійний маршрут для зменшення його довжини та кутів повороту.

- Випрямлення траси, якщо це можливо, з метою скорочення довжини і кількості кутів повороту.

- Розміщення трійників таким чином, щоб головний потік середовища проходив через трійник без зайвих поворотів.

- При великих швидкостях середовища в напірних патрубках насосів (які можуть досягати 5-7 м/с) за патрубком слід встановлювати перехід на більший діаметр, а потім зворотний клапан і засувку.

- При розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру слід використовувати трійник, діаметр якого відповідає діаметру трубопроводу, що підводить.

- Вибір траси трубопроводів має бути таким, щоб уникнути зайвих верхніх і нижніх точок, які вимагають влаштування системи дренажу та повітряних клапанів.

- Ухили трубопроводів повинні бути визначені в напрямку руху середовища і мають враховувати можливе збільшення стріли прогину в проходах через повзучі ефекти металу.

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

Колонні апарати, зазвичай, розміщують на відкритому майданчику, розташованому на різних висотах над землею, таких як фундаменти, залізобетонні постаменти або металеві підвіси. Колону слід доставляти на монтажний майданчик у максимально готовому вигляді. Якщо перевезення апарата в зібраному стані неможливе, його розбирають на максимально великі блоки або окремі компоненти. В будь-якому випадку, перед тим як апарат відправити на монтаж, завод-

виробник повинен виконати контрольну збірку, позначити всі з'єднання монтажних вузлів та місця, де необхідно провести контрольні огляди.

Залежно від вантажопідйомності підйомних механізмів, доступних на монтажному майданчику, можуть здійснювати збирання апарата з окремих компонентів і блоків. Якщо можливо підняти апарат на фундамент у вигляді цілого блоку, то після монтажу його горизонтально приварюють до всіх супутніх металоконструкцій (такі як підйомні платформи, сходи і, іноді, сходові клітини), встановлюють запірну арматуру та трубопровідну систему та наносять теплоізоляцію. Для виконання цих робіт колону можуть піднімати і розміщувати на опорних конструкціях, які зазвичай виготовляють з профільної сталі або труб. У деяких випадках також можливе облицювання внутрішніх стінок апарата.

Трубопровідна система та металоконструкції, які піднімаються разом з апаратом, повинні бути надійно з'єднані з ним. Якщо робочим проектом ця жорсткість не передбачена, на етапі монтажу можуть використовуватися тимчасові затискачі, пояси та кріпильні елементи, які після завершення установки апарата в проектному положенні знімаються.

Відповідно до інструкції, після виконання опресування і виведення обпресувальної рідини апарат піднімають на фундамент. Під час підняття окремих блоків виконують конкретний монтажний план, спрямований на мінімізацію робіт на високих відмітках.

Як вже зазначалося, колонні апарати зазвичай збирають в горизонтальному положенні. Для цього окремі блоки або сегменти циліндра розміщують на спеціальних стендах із обертовими катками або на опорних планках з обмежувальними куточками. Кількість опор під кожним сегментом визначається залежно від маси та розміру апарата і зазвичай не перевищує 5 метрів.

Сегменти апарата, які мають з'єднуватися, піднімають і встановлюють один поруч з одним за допомогою трубоукладачів або тракторів. Щоб забезпечити точність співпадіння всіх стиків, на одному з сегментів приварюють напрямні планки, які дозволяють точно збити всі стики. Після встановлення і прихватки стику, напрямні планки, зазвичай, відділяються за допомогою газокисневої різки. Анало-

гічні напрямні планки можуть використовуватися і під час монтажу апарата блоками в вертикальному положенні.

При зварюванні ретельно контролюють зазори, які повинні знаходитися в межах 2-4 міліметрів, незалежно від товщини стінок. Після завершення зварювання здійснюють остаточну перевірку всіх розмірів апарата, які повинні бути в межах встановлених допусків. Важливо, щоб корпуси колонних апаратів відповідали таким вимогам: відхилення довжини не повинно перевищувати 0,3% від проектної; кривизна твірної циліндра на ділянці 1 метр повинна бути не більше 2 міліметрів, за умови, що апарат має висоту не більше 10 метрів, а для апаратів з вищою висотою – не більше 3 міліметрів.

Процес підняття апарату є невід'ємною частиною планування та виконання монтажних робіт. Під час планування подібних дій детально визначається схема підйому, включаючи вказівки щодо розташування кранів або щогл, їхнього положення на різних етапах підняття, а також розташування лебідок, відвідних тросів, поліспастів та інших підйомних пристроїв. У такому проекті надаються технічні характеристики усіх підйомних засобів.

Складність процесу встановлення колонних апаратів у проектне положення визначається декількома факторами, такими як їхні габаритні розміри (висота та діаметр), маса і висота фундаменту. Для виконання підйому апаратів застосовують два основних методи: ковзання і обертання навколо шарніра.

Ремонт колонних апаратів проводиться під час планово-попереджувальних ремонтів технологічної установки. Порядок підготовки апарату до ремонту і проведення ремонтних робіт визначається особливостями конкретної установки.

Зазвичай, апарат готують до ремонту, виконавши такі кроки. Спочатку тиск у колоні знижують до атмосферного, а потім видаляють робоче середовище. Після цього апарат пропаровують водяною парою для видалення залишкових газів. Після пропарювання колону промивають водою, і цей процес іноді повторюється кілька разів. Тривалість цих операцій визначається виробничою інструкцією або технологічним регламентом для кожної конкретної технологічної установки.

Промивання водою допомагає швидкому охолодженню апарата. Важливо, щоб температура промивної води не перевищувала 50°C. Після пропарювання і промивання апарат від'єднують від усіх апаратів та комунікацій за допомогою глухих заглушок, які встановлюються у фланцевих з'єднаннях штуцерів. Установку і вилучення кожної заглушки ретельно реєструють у спеціальному журналі.

Початок ремонтних робіт над апаратом передбачає його розкриття, і цей процес вимагає дотримання ряду важливих правил. Перш за все, слід відкривати верхній люк, попередньо подавши в апарат водяну пару протягом певного часу, щоб уникнути потенційно небезпечного потоку повітря. Це необхідно, оскільки надмірне повітря може утворити вибухонебезпечну суміш. Далі важливо відкривати інші люки послідовно, зверху вниз. Надзвичайно важливо уникати відкриття верхнього та нижнього люка одночасно, оскільки різниця температур може спричинити сильний потік повітря в колону і призвести до утворення вибухонебезпечної суміші.

Після відкриття люків в колоні проводиться провітрювання протягом певного часу завдяки природній конвекції повітря. Під час роботи всередині колони особливо важливо дотримуватися правил техніки безпеки. Оператор повинен надягати запобіжний пояс із мотузкою, яка повинна бути виведена назовні і надійно закріплена. Під час роботи всередині колони працівник постійно має бути під наглядом спеціально виділеної особи. Тривалість безперервної роботи в колоні не повинна перевищувати 15 хвилин, після чого необхідно обов'язково відпочити поза колоною. Зазвичай оператор і спостерігач міняються місцями для відпочинку.

У процесі ремонту детально оглядається корпус колони та її внутрішні пристрої. За необхідності розбираються внутрішні пристрої або їх частини. Виявлення дефектів корпусу, які вимагають високої кваліфікації, включає в себе проведення візуального огляду для визначення загального стану корпусу та ділянок, які піддаються найбільшому зносу. Вимірюють залишкову товщину корпусу за допомогою ультразвукових дефектоскопів і контрольного просвердлювання отворів. Також перевіряють щільність зварних швів і рознімних з'єднань тощо.

Зношені штуцери і люки видаляють і замінюють новими, обов'язково встановлюючи зміцнювальні кільця. Бажано, щоб зміцнювальні кільця нових штуцерів були трохи більшими за діаметр попередніх, це дозволить їх приварювати в новому місці. Усі ці процедури ретельно дотримуються під час ремонту для забезпечення безпеки та надійності апарата.

Під час кожного ремонту обов'язково проводиться вимірювання фактичної товщини стінки корпусу колонного апарата, який вже був у експлуатації. В тих місцях, де стінка корпусу зазнала найбільших зносів і пошкоджень, проводиться її вирізання, а на це місце встановлюється новий сегмент стінки, який вже заздалегідь був звальцьований таким чином, щоб відповідати радіусу колони. Зварювання нового сегмента виконується з урахуванням збереження найважливіших параметрів та рівності стінок корпусу.

Важливо відзначити, що вирізання значних фрагментів корпусу може призвести до ослаблення структури та порушення стійкості апарата. Тому перед вирізанням дефектної ділянки її підсилюють за допомогою стійок. Кількість і перетин цих стійок, а також розміри опорних лапок розраховуються таким чином, щоб забезпечити рівність опору нового сегмента стінки вирізаному перетину. Це гарантує відновлення надійності та стабільності корпусу апарата після ремонту і його безпечну подальшу експлуатацію.

РОЗДІЛ 5

ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу [20]

На рисунку 5.1 зображена схема, яка показує, як здійснюється автоматизація процесів у сушильно-абсорбційному відділенні (САВ) виробничого цеху, що спеціалізується на виготовленні сірчаної кислоти. Цей цех використовує схему з розшифровкою ДКДА та виробляє продукцію у вигляді технічної сірчаної кислоти і, за потреби, олеуму технічного (якщо замовлено) [2]. У випадку, коли потрібно перекачати олеум на зберігання на склад, на відповідному трубопроводі передбачено клапан, яким можна керувати з віддаленого пульта.

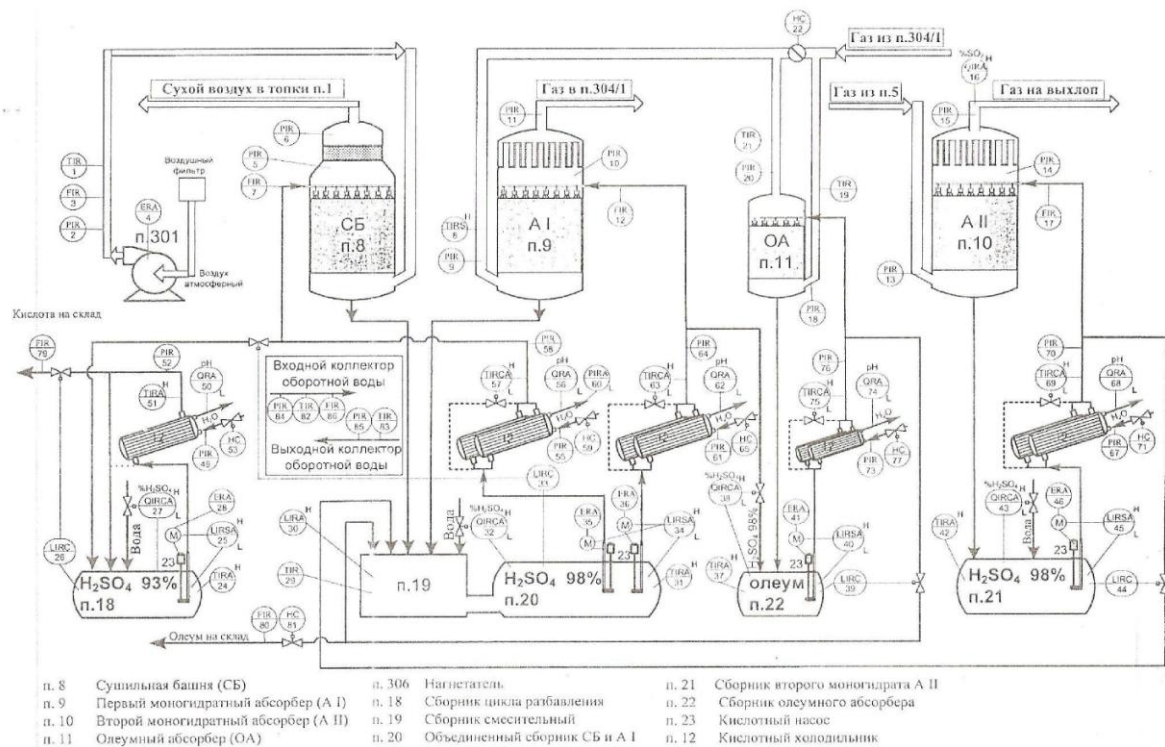


Рисунок 5.1 – Схема автоматизації сушильно-абсорбційного відділення

Принцип функціонування цієї схеми можна розглядати таким чином [2]. Газ з пункту 304/1 транспортується по газопроводу і надходить до олеумного 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.

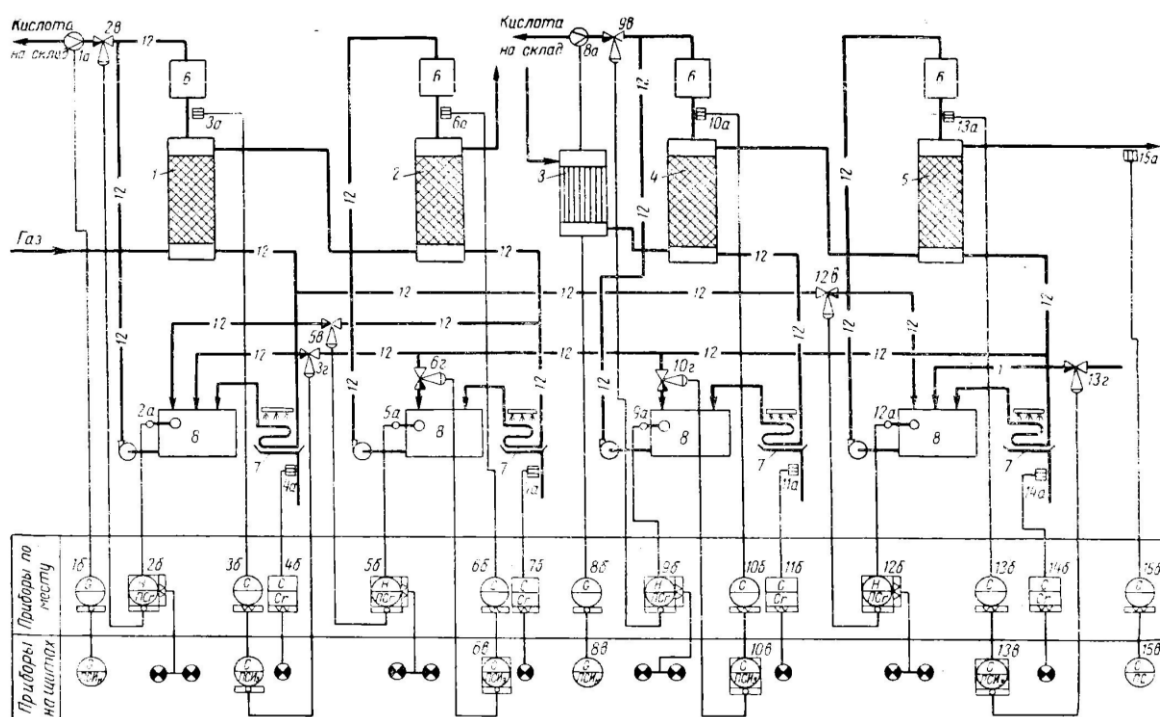


Рисунок 5.2 – Схема сушильно-абсорбційного відділення:

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).

Поза 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].

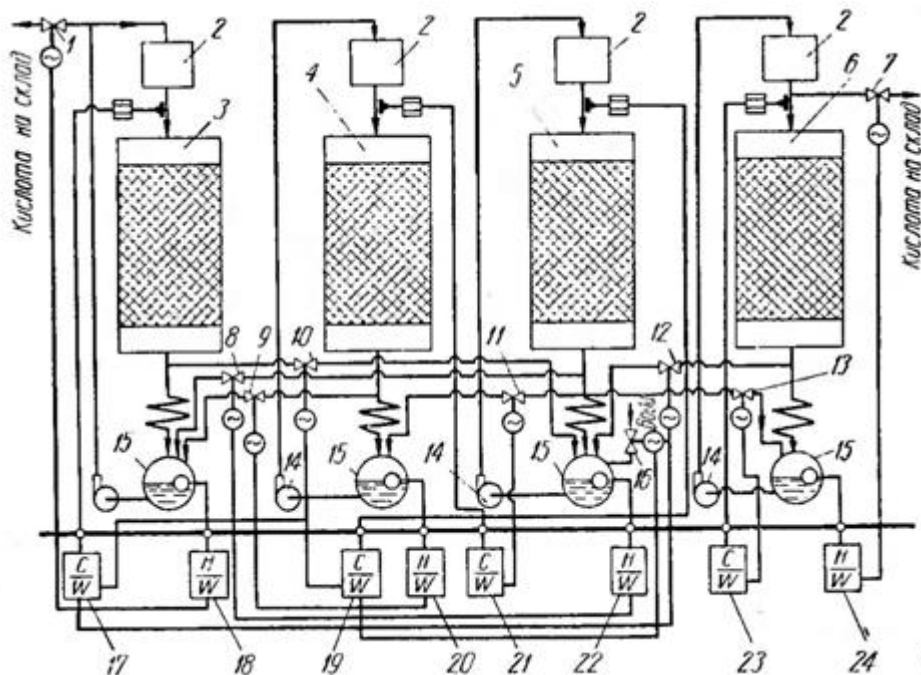


Рисунок 5.3 – Схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією:

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

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.

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 параметрів контролю та технічних засобів автоматизації [21]

Акцент на трудомісткість та потребу у великих людських ресурсах при ручному керуванні виробничим процесом вказує на важливість автоматизації. При ручному керуванні необхідно стежити за кількома параметрами одночасно в од-

ному апараті, і втрата контролю хоча б над одним з параметрів може негативно вплинути на якість виробленої продукції.

Запровадження механізації виробництва призводить до чисельних позитивних змін. Воно зменшує фізичне навантаження працівників, скорочує потребу в робочій силі та сприяє підвищенню продуктивності праці.

У свою чергу, автоматизація виробничих процесів призводить до вдосконалення основних показників ефективності виробництва. Вона сприяє збільшенню обсягу виробництва, покращенню якості продукції та зниженню витрат на її виробництво. Крім того, автоматизація сприяє підвищенню продуктивності праці, що є важливим аспектом в сучасному виробництві.

Технологічний режим роботи установки встановлюється з метою досягнення необхідної продуктивності, забезпечення високої якості та отримання високоякісної продукції.

Система керування виробництвом сірчаної кислоти повинна включати в себе комплекс взаємопов'язаних контурів регулювання та контролю, кожен з яких відіграє ключову роль у забезпеченні ефективності та якості виробництва:

- Регулювання витрати вихідної газової суміші і абсорбенту для досягнення бажаної продуктивності установки. Це забезпечує стабільний обсяг виробництва.

- Регулювання тиску вгорі абсорбційної колони для збалансованого матеріального балансу газової фази. Це гарантує ефективну обробку сировини.

- Регулювання рівня абсорбенту внизу колони, щоб уникнути переливання або витоків абсорбенту. Це допомагає зберегти безпеку процесу.

- Регулювання вмісту SO_3 у газі для досягнення необхідного ступеня закріплення кислоти в апараті. Це впливає на якість продукту.

- Регулювання температури кислоти після холодильників, щоб забезпечити необхідну температуру для проведення процесу. Це важливо для оптимального функціонування.

- Регулювання рівня кислоти в об'єднаному збірнику для запобігання його перевантаженню. Це важливо для безперебійності виробництва.

- Контроль тиску та температури газу на вході і виході з абсорбера, а також тиску в абсорбері, щоб уникнути відхилень від нормальних параметрів процесу.

- Контроль кількості кислоти, що потрапляє в збірник, для контролю продуктивності апарату та обсягу виробництва.

- Контроль температури кислоти в збірнику, оскільки ця кислота подальше використовується як абсорбент.

- Контроль концентрації кислоти в трубопроводі на виході зі збірника, щоб знати точну концентрацію абсорбента, який подається для абсорбції.

- Контроль температури кислоти після проходження холодильників до змішування з кислотою із збірника.

Для забезпечення контролю над зазначеними параметрами та їхнього регулювання, ми використовуємо різні технічні засоби автоматизації. Давайте розглянемо ці засоби більш докладно:

- *Вимірювання витрати:* для вимірювання витрати рідини або газу ми використовуємо витратоміри. Один з прикладів - PDFM 5.0. Це безконтактний ультразвуковий витратомір із стандартним струмовим вихідним сигналом у діапазоні 4–20 мА. Ці витратоміри можуть бути успішно використані для вимірювання рідини або газу, і вони забезпечують високу точність та надійність.

- *Вимірювання температури:* для вимірювання температури використовуються термічні перетворювачі, які також мають стандартний струмовий вихідний сигнал у діапазоні 4–20 мА. Їх основною перевагою є точність вимірювань, простота в установці та надійність в роботі.

- *Аналіз якості газових сумішей:* для визначення якості газових сумішей застосовують аналізатори. Наприклад, GEM-Premier 3000 – це фотометричний аналізатор, який має значення в промисловості. Він призначений для аналізу сірководмісних газових потоків, і його використання дозволяє нам контролювати якість газових сумішей в процесі.

- *Визначення концентрації сірчаної кислоти:* для вимірювання концентрації сірчаної кислоти ми використовуємо концентратомери. Наприклад, концентрато-

мер КК-3 є кондуктометричним пристроєм, який допомагає визначити концентрацію сірчаної кислоти.

Ці технічні засоби автоматизації дозволяють нам точно контролювати та регулювати ключові параметри виробництва сірчаної кислоти, забезпечуючи стабільність, надійність і якість продукту. Автоматизація виробництва допомагає підвищити продуктивність, знизити собівартість та забезпечити високу якість виробництва.

РОЗДІЛ 6

ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ [23]

Процес виготовлення сірчаної кислоти включає в себе використання різноманітного електрообладнання та є невід'ємною частиною хімічної промисловості. Важливо відзначити, що цей вид виробництва пов'язаний з використанням небезпечних хімічних сполук. Отже, будь-яке відхилення від заданих технологічних параметрів може викликати порушення безпеки та призвести до нещасних випадків.

Процес виробництва сірчаної кислоти – це складний і технологічно вимогливий процес, який вимагає точного контролю та дотримання специфічних параметрів для забезпечення безпечності і ефективності виробництва. Велика кількість обладнання та хімічних речовин, використовуваних у цьому процесі, підкреслюють важливість суворого дотримання всіх нормативів і стандартів безпеки для запобігання небажаним наслідкам.

1. Комкова сірка (S) – це тверда, пиловидна речовина, яка відноситься до III класу небезпеки. Граничнодопустима концентрація (ГДК) для неї становить 6 мг/м³. Тонкоподрібнена сірка виявляє схильність до хімічного самозаймання в присутності вологи і при контакті з окислювачами. Крім того, вона може створювати вибухові суміші у поєднанні з нітратами, хлоратами та перхлоратами. Також важливо відзначити, що сірка самозаймається при контакті з хлорним вапном.

Для гасіння пожежі сірки можна використовувати розпорошену воду або повітряно-механічну піну. Повітряно-механічна піна є ефективним засобом для гасіння, оскільки сірка відноситься до розряду вибухонебезпечних речовин. Проте важливо зауважити, що для вибуху необхідна досить висока концентрація пилу, близько 20 г/м³ (або 20000 мг/м³).

У процесі горіння сірка перебуває в розплавленому стані, аналогічно рідині. Горіння сірки супроводжується утворенням парів, які утворюють полум'я заввишки до 5 см. Температура полум'я при горінні сірки становить 1820°C.

Оскільки повітря складається переважно з кисню (приблизно 21%) і азоту

(приблизно 79%), то при горінні сірки утворюється діоксид сірки (SO₂). Проте фактичний об'ємний вміст SO₂ у газовій суміші зазвичай менший за теоретично можливий і становить близько 14-15%.

Виявлення горіння сірки є завданням, яке становить виклик для пожежної автоматики. Спектр блакитного полум'я сірки переважно лежить у ультрафіолетовому діапазоні, що робить його складним для виявлення людським оком або відеокамерами. Для ефективного виявлення горіння сірки рекомендується використовувати ультрафіолетові сповіщувачі з детекторами на основі молібдену, які мають спектральний діапазон чутливості від 1850 до 2650 ангстрем, що ідеально підходить для виявлення горіння сірки.

Для дотримання вимог щодо пожежної безпеки на складах сірки необхідно вживати наступні заходи та застосовувати відповідні практики:

- Очищення конструкцій і технологічного обладнання: регулярно проводьте очищення конструкцій і обладнання від пилу. Це допоможе попередити накопичення запального матеріалу.

- Постійна природна вентиляція: приміщення складу повинно постійно провітрюватися природною вентиляцією, особливо при відкритих дверях. Це забезпечить відведення можливих пилових накопичень та запобігає створенню загрозливих концентрацій.

- Безпечне дроблення грудок сірки: для дроблення грудок сірки використовуйте інструменти з виготовлені з неіскристого матеріалу, такі як дерев'яні кувалди. Це запобігає утворенню іскри та потенційним загорянням.

- Металошукачі на конвеєрах: забезпечте конвеєри для подачі сірки у виробничі приміщення металошукачами. Це допомагає уникнути введення металевих предметів, які можуть викликати іскри та загрозливі ситуації.

- Запобігання розтіканню розплаву сірки: у місцях зберігання та застосування сірки передбачайте пристрої, такі як бортики і пороги з пандусом, що запобігають в разі аварії розтіканню розплаву сірки за межі приміщення або відкритого майданчика.

Заборона виробничих дій:

- Заборона використання відкритого вогню: суворо забороняйте виробництво будь-яких робіт, які передбачають використання відкритого вогню на складах сірки.

- Заборона зберігання промасленого ганчір'я: забороніть зберігання будь-яких промасленого ганчір'я на складах сірки, щоб уникнути контакту з запальними речовинами.

- Заборона використання інструменту із іскродіючого матеріалу при ремонті: під час ремонтних робіт слід дотримуватися заборони використання інструментів, які можуть виділяти іскри або бути іскродіючими матеріалами.

Попередження про можливі наслідки для здоров'я людини при попаданні пилу сірки в організм включає:

- Заходи щодо охорони праці: виробничі приміщення і лабораторії, де ведеться робота з технічною сіркою, повинні бути обладнані системами припливно-витяжної механічної вентиляції. Це гарантує дотримання гранично допустимих концентрацій шкідливих речовин в повітрі робочої зони та забезпечує безпеку працівників.

- Очистка приміщень і засоби індивідуального захисту: регулярне очищення виробничих приміщень від пилу сірки та забезпечення працівників засобами індивідуального захисту, такими як респіратори та захисні окуляри, щоб запобігти попаданню пилу в очі та верхні дихальні шляхи.

- Заборона робіт із відкритим полум'ям: запровадження заборони на виконання робіт із відкритим полум'ям в областях, де можлива концентрація сірководню, який може утворити вибухові суміші з повітрям.

- Охорона шкіри і дихальних шляхів: необхідно відмічати можливі наслідки попадання пилу сірки в організм, такі як запалення слизових оболонок очей і верхніх дихальних шляхів, захворювання шлунково-кишкового тракту та роздратування шкіри. Дотримуватися вимог щодо охорони шкіри та дихальних шляхів.

- Системи вентиляції для контролю концентрацій: встановлення системи вентиляції для контролю концентрацій шкідливих речовин у повітрі робочої зони.

Це допомагає підтримувати безпечні рівні концентрацій та захищає здоров'я працівників.

- Навчання та навички: забезпечення працівників необхідним навчанням та навичками з протипожежної безпеки та безпеки при роботі з сіркою. Правильне навчання може допомогти зменшити ризики та надати знання щодо дій у надзвичайних ситуаціях.

- Моніторинг та обладнання безпеки: ретельний моніторинг обладнання та системи безпеки, щоб вони завжди були в готовності до вжиття заходів у випадку аварії чи надзвичайної ситуації.

- Евакуаційні плани: розробка та навчання працівників евакуаційним планам та діям у випадку аварії, а також надання їм інформацію про місця збору.

2. Рідка сірка (S) є речовиною III класу небезпеки. Рідка сірка має токсичні властивості, і при її зливанні, наливанні та зберіганні можуть виділятися пари органічних речовин, сірки та сірководню, які можуть викликати отруєння.

3. Сірководень (H_2S) – це пароподібна речовина, яка також належить до III класу небезпеки, з гранично допустимою концентрацією (ГДК) на рівні 10 мг/м³. Сірководень є отруйним, горючим газом і може стати вибухонебезпечним у суміші з киснем та повітрям. Вдихання повітря, забрудненого сірководнем, може призвести до нудоти, запаморочення та головного болю. Висока концентрація сірководню може викликати блювоту та задуху, і навіть може призвести до смертельних наслідків.

4. Сода кальцинована (Na_2CO_3) – це тверда (пиловидна) речовина, яка також відноситься до III класу небезпеки, з ГДК на рівні 2,0 мг/м³. Вдихання пилу соди може викликати подразнення дихальних шляхів, кон'юнктивіт (запал очей), захворювання шлунково-кишкового тракту та виразки на слизовій оболонці носа. При тривалій роботі з розчинами соди, особливо гарячими, можливий розвиток екземи.

5. Сірчистий ангідрид (SO_2) – це пароподібна речовина, яка також відноситься до III класу небезпеки, з ГДК на рівні 10 мг/м³. Цей безбарвний газ має різкий запах сірки. Щільність сірчистого ангідриду вище за відношення до повітря,

що становить 2,264 г/л. Вплив цього газу передусім подразнює верхні дихальні шляхи, проявляючи в себе запаморочення та подразнення горла. Для сприйняття запаху сірчистого ангідриду необхідна дуже низька концентрація, яка складає 0,006 мг/л. При масовій частці SO₂ у газовій суміші, яка спричиняє безпосереднє подразнення очей, ця концентрація становить 0,05 мг/л, подразнення в горлі - 0,02-0,03 мг/л, а кашель - 0,005 мг/л. Подовгу вдихати повітря, насичене сірчистим ангідридом у концентраціях, які перевищують гранично допустиму, може призвести до

6. Сірчаний ангідрид (SO₃) – це пароподібна речовина, яка відноситься до II класу небезпеки з гранично допустимою концентрацією (ГДК) на рівні 1 мг/м³. Цей безбарвний газ миттєво реагує з парами води, утворюючи туман з крапель сірчаної кислоти. Він подразнює та викликає печіння слизові оболонки верхніх дихальних шляхів, призводячи до сильного кашлю та може спричинити запалення цих шляхів. Для захисту дихальних шляхів і очей від сірчаного ангідриду використовуються промислові фільтруючі протигази, такі як марки В (жовта коробка), Е (чорна), БКФ і МКФ (захисні), респіратори протигазові РПГ-67-В та універсальні РУ-60М-В, РУ-60МУ-В, а також цивільні протигази ГП-5, ГП-7 і дитячі.

7. Аміачна вода (розчин синтетичного аміаку в воді, NH₃, що не менше 25%) – це рідина, яка відноситься до IV класу небезпеки, з гранично допустимою концентрацією (ГДК) на рівні 20 мг/м³. Ця безбарвна прозора рідина має гострий запах. При контакті зі шкірою вона може викликати почервоніння, а при потрапленні в очі - призвести до повної втрати зору. Виливання аміачної води може призвести до значної забрудненості території аміаком. Аміак є токсичною речовиною, яка подразнює слизові оболонки. Високі концентрації можуть викликати сильне сльозовиділення, біль у очах, удушення, сильний кашель, запаморочення та біль у шлунку.

8. Сірчана кислота (H₂SO₄) – це рідка речовина, яка відноситься до I класу небезпеки з ГДК на рівні 1 мг/м³. Пари кислоти є токсичними. Контакт з кислотою на шкірі може призвести до серйозних опіків, а при значній площині ураження можливий смертельний результат. Потраплення кислоти в очі може призвести

до повної втрати зору.

Для забезпечення безпеки та уникнення потенційних небезпек необхідно дотримуватися наступних важливих правил і заходів:

- Забезпечити повну комплектацію працівників спеціальним захисним обладнанням та спецодягом, яке повинно відповідати всім стандартам та нормам безпеки. Це включає в себе захисні окуляри, гумові рукавички, та, при необхідності, протигази.

- На всіх фланцевих з'єднаннях необхідно встановити фланцеві кожухи для зменшення ризику витоку небезпечних речовин.

- Усі рухомі частини обладнання, які обслуговують майданчики і переходи, повинні бути обгороджені, а сходи повинні мати перила для забезпечення безпеки під час руху працівників.

- Забороняється виконувати будь-який вид ремонту обладнання під час його роботи або в руху.

- При огляді кислотопроводів та іншого обладнання, що містить кислоту, необхідно носити захисні окуляри та гумові рукавички для уникнення контакту з небезпечною речовиною.

- У разі викиду шкідливих газів в приміщенні працівники повинні негайно одягти протигази для захисту органів дихання.

- Здача обладнання на ремонт і його прийом після ремонту повинні виконуватися відповідно до встановленої процедури та інструкцій.

- Пуск устаткування дозволяється тільки за наявності дозволу майстра зміни, який відповідає за безпеку процесу.

- Забороняється вводити обладнання в експлуатацію без належної обгородженості і контрольно-вимірювальних приладів, які забезпечують безпечну експлуатацію та обслуговування.

Правила пожежної безпеки

Правила пожежної безпеки є надзвичайно важливими на будь-якому підприємстві, особливо в хімічній промисловості, де виникає підвищене ризик виник-

нення пожеж і вибухів. Дотримання цих правил спрямоване на запобігання пожежам та забезпечення безпеки всього персоналу та обладнання. Основні положення правил пожежної безпеки наступні:

1. Суворе виконання "Правил пожежної безпеки при експлуатації підприємств хімічної промисловості" є обов'язковим. Це включає в себе дотримання всіх вимог, зокрема тих, що стосуються зберігання та використання хімічних речовин.

2. Усі виробничі, складські та інші допоміжні приміщення повинні бути обладнані засобами пожежогасіння, такими як вогнегасники, водяні струми, та мати необхідний пожежний інвентар. Це дозволить оперативно реагувати на виникнення пожежі.

3. Використання пожежного інвентарю та обладнання не за призначенням суворо забороняється, оскільки це може створювати небезпеку та призвести до невідповідних реакцій в екстрених ситуаціях.

4. Зберігання горючих матеріалів в цеху є абсолютно неприпустимим, і воно повинно бути ретельно виключене. Використання відкритого вогню без спеціального наряд-допуску обов'язково має бути заборонено.

5. Роботи, які включають в себе вогонь, такі як зварювання та паяння, повинні строго виконуватися відповідно до встановлених інструкцій та стандартів безпеки. Крім того, всі такі роботи повинні бути документально оформлені.

6. Забороняється зберігання горючих матеріалів, обтирального ганчір'я та паперу поблизу джерел тепла, оскільки це може призвести до інцидентів та загорянь.

7. Не допускається захаращення робочих місць та доступу до засобів пожежогасіння, що може унеможливити оперативну реакцію на виникнення пожежі.

Дотримання цих правил є обов'язковим для забезпечення безпеки на робочому місці та запобігання пожежам та надзвичайним ситуаціям.

У виробництві сірчаної кислоти користуються такими засобами захисту:

- Фільтруючі протигази марки «В» використовуються тоді, коли вміст кис-

ню в повітрі становить не менше 18%, а вміст шкідливих речовин не перевищує 0,5%. Це допомагає працівникам залишатися вдихати повітря без ризику отруєння чи інших небезпек.

- При роботі з аміаком, працівники користуються протигазами марки «М» або «КД». Ці протигazi забезпечують захист від отруйних випарів аміаку.

- Ізолюючі шлангові протигazi типу ПШ-1 і ПШ-2, використовуються під час чищення і ремонту обладнання всередині апаратів. Вони дозволяють працівникам працювати в умовах, коли потрібно ізолювати себе від потенційно небезпечних речовин.

- Респіратори, які використовуються для захисту від пилу та парів та захищають при збиранні в приміщеннях та відділеннях на території цеху, наприклад, респіратори, такі як «Росток», «Клен П», «Пульс М» та «У2-К».

- Захисні окуляри, гумові чоботи та рукавички обов'язково використовуються при збиранні розливої кислоти і обслуговуванні насосів, засувок, вентилів, а також при ремонті кислотопроводів. Ці заходи спрямовані на запобігання контакту з агресивними речовинами та забезпечення захисту шкіри та очей працівників.

Застосування цих засобів захисту є важливою складовою безпечної роботи в умовах виробництва 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. Гробоженко. – 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. Основы 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.