

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 сірчаної кислоти випалом залізного колчедану. Розробити та модернізувати моногідратний абсорбер

Виконала:
студентка групи ХМ.мдн-01п
Степенко Марія Любомирівна

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 73 с., 8 рис., 4 табл., 1 додаток, 23 джерела.

Графічні матеріали: складальне креслення моногідратного абсорбера, монтажне креслення ділянки виробництва сірчаної кислоти, схема автоматизації ділянки виробництва сірчаної кислоти, віртуальна модель ділянки виробництва сірчаної кислоти та моногідратного абсорбера, складальне креслення «павука» – усього 5 аркушів формату А1.

Тема кваліфікаційної роботи «Виробництво сірчаної кислоти випалом залізного колчедану. Розробити та модернізувати моногідратний абсорбер».

У магістерській роботі наведено основні властивості сірчаної кислоти, проаналізовано контактний спосіб її отримання, розглянуто особливості досліджуваного процесу, а також гідродинамічні режими, при яких працюють насадкові апарати. Запропонована модернізація моногідратного абсорбера. Виконані технологічні та конструктивні розрахунки проектного апарату. Проведені розрахунки апарату на міцність та герметичність, що підтверджують працездатність і надійність роботи колони. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації. Подано аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, що виникають при експлуатації обладнання установки виробництва сірчаної кислоти випалом залізного колчедану.

Ключові слова: МОНОГІДРАТНИЙ АБСОРБЕР, МОДЕРНІЗАЦІЯ, СІРЧАНА КИСЛОТА, НАСАДКА, СІДЛА БЕРЛЯ, ВЕНТИЛЯЦІЯ, РОЗРАХУНОК.

ЗМІСТ

ВСТУП	С. 5
РОЗДІЛ 1. ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ	6
1.1 Властивості сірчаної кислоти	6
1.2 Контактний спосіб отримання сірчаної кислоти	7
1.3 Особливості досліджуваного процесу	8
1.4 Гідродинамічні режими насадкових апаратів	13
1.5 Обґрунтування модернізації апарата	16
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	17
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	17
2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції	19
2.3 Опис об'єкта дослідження	25
2.4 Технологічні розрахунки	26
2.5 Конструктивні розрахунки апарата	33
2.6 Визначення гідравлічного опору апарата	35
2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	36
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	43
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	43
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	44
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	50
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	50
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	52
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	57
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	57

					XI.A.00.00.00 ПЗ			
Зм.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата				
Розроб.	Степенко М.Л.				Виробництво H₂SO₄ Абсорбер моногідратний Пояснювальна записка	Літ.	Аркуш	Аркушів
Перевір.	Острога					3	73	
Реценз.						СумДУ, ХМ.мдн-01п		
Н. Контр.								
Затверд.	Склабінський							

5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю та технічних засобів автоматизації

62

РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

66

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

71

ДОДАТОК – Специфікації до графічної частини проекту

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						4
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

ВСТУП

На сьогоднішній день одним із найбільш важливим та масштабним виробництвом у більшості галузях хімічного виробництва є сірчаноокислотне виробництво із отриманням товарних продуктів – сірчаної кислоти і олеуму. Масовість попиту зумовлюється тією важливістю, яку відіграють отримувані хімічні продукти у багатьох галузях народного господарства:

- виробництво майже всіх різновидів мінеральних добрив, які є найбільшими споживачами сірчаної кислоти (приблизно 45 %);
- промисловість органічного синтезу (35 %);
- у процесах електролізу кольорових металів (використовується у якості електроду);
- нафтогазова, текстильна промисловості тощо.

Резюмуючи вище зазначене, ми бачимо, що дуже важко назвати якесь хімічне виробництво, де не застосовується сірчана кислота. Також зазначимо, що сірчана кислота є найсильнішою і найбільш дешевою кислотою.

Процес і технологію отримання сірчаної кислоти і олеуму було розроблено дуже давно, але в останні роки вони зазнали суттєвої модернізації. Україна є аграрною державою, а разом із розвитком сільського господарства в країні тенденція до споживання мінеральних добрив також зростає. Усе це прямо пропорційно сприяє збільшенню об'ємів виробництва сірчаної кислоти. Разом зі збільшенням об'ємів сірчаноокислотного виробництва також відбувається розширення номенклатури продукції профільних заводів. Особливим попитом користуються виробництва: 100 % сірчаного ангідриду, особливо чистої кислоти, висококонцентрованих олеуму та кислоти тощо.

Загалом, магістерську кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних вказівок [1] із представленням усіх регламентованих розділів.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						5
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 1

ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ

1.1 Властивості сірчаної кислоти [2]

В існуючих економічних умовах, у яких зараз знаходиться наша держава, переробка сірчаної кислоти є однією із перспективних галузей промисловості.

Сірчана кислота являє собою хімічну сполуку сірчаного ангідриду з водою. Її хімічна формула H_2SO_4 , молекулярна вага 98,08 г/моль. Безводна сірчана кислота за своїм зовнішнім виглядом являє собою безбарвну прозору маслянисту рідину, щільність при температурі 20°C дорівнює 1,8305 т/м³. Температура кристалізації безводної сірчаної кислоти дорівнює 10,45°C. При температурі 296,2°C безводна сірчана кислота починає кипіти із розкладанням до утворення суміші, що містить 98,3% H_2SO_4 і 1,7% води і киплячій при температурі 336,5°C [2].

Сірчана кислота змішується в усіх відношеннях із водою, утворюючи розчини різної концентрації і здатна при певних умовах розчиняти у собі необмежену кількість триоксиду сірки. Розчинення кислоти у воді, і води в кислоті, відбувається з великим виділенням тепла.

Залежно від концентрації SO_3 знаходяться усі властивості сірчаної кислоти: щільність, температура кипіння і кристалізації, пружність і склад парів, в'язкість, питома теплоємність і електропровідність, корозійна здатність і т. ін.

Товарні сорти сірчаної кислоти являють собою розчини сірчаної кислоти у воді.

Сірчана кислота має високу хімічну активність, відноситься до сильних електролітів, безпосередньо реагує з металами та аміаком, утворюючи солі, при впливі на солі вона витісняє також сильні, але не летючі кислоти. Сірчана кислота добре з'єднується з водою і є в ряді процесів каталізатором.

Сірчана кислота застосовується в багатьох галузях народного господарства [2]:

- у виробництві азотної, соляної і плавикової кислот;
- сірчаноокислих солей міді, цинку, магнію, заліза;

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						6
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

– у виробництві вибухових речовин, кіноплівки, в нафтовій, коксохімічній, металургійній, гідролізній, текстильній, шкіряній, харчовій, промисловості, у виробництві акумуляторів, штучного і синтетичного волокна та інших галузях.

Але найбільшим споживачем сірчаної кислоти є промисловість по виробництву мінеральних добрив.

1.2 Контактний спосіб отримання сірчаної кислоти

Контактний спосіб отримання сірчаної кислоти був відомий іще з першої половини XIX ст. Він є одним із найстаріших, а тому і найбільш добре вивчених промислових каталітичних процесів, багато теоретичних узагальнень, що зроблені при його розробці та удосконаленні, справедливі і для інших процесів гетерогенного каталізу.

Сутність контактного способу отримання сірчаної кислоти полягає в тому, що сірчистий ангідрид SO_2 порівняно легко приєднує кисень в присутності каталізаторів.

Перевага контактного способу отримання сірчаної кислоти порівняно з нітрозним полягає перш за все в тому, що він дає можливість отримувати сірчану кислоту і олеум будь-якої міцності. При роботі з сірчистим газом, отриманим з сірчаного колчедану, контактний спосіб вимагає більш складної апаратури, оскільки необхідна ретельна очистка сірчистого газу від домішок перед введенням його в контактний апарат.

При контактному способі отримання сірчаної кислоти навіть мінімальна кількість пилу, потрапляючи на каталізатор, знижує його каталітичну активність.

При контактному способі отримання сірчаної кислоти сполуки миш'яку, потрапляючи в каталізатор, отруюють його і виводять з ладу, а при нітрозному методі миш'як і селен забруднюють і отруюють кислоту. Також шкідливими є пил і краплі рідини (води, кислоти, масла тощо), які покривають каталізатор, забруднюють кислоту і забивають апаратуру.

На даний час контактний спосіб отримання сірчаної кислоти продовжує бути предметом подальшого вивчення і вдосконалення і, мабуть, недалеко той час,

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						7
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

коли він отримає провідну роль у виробництві сірчаної кислоти, відтіснивши на другий план нітрозні методи виробництва.

На першій стадії контактного способу отримання сірчаної кислоти ($\text{SO}_2 + + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$) вода може утворюватися з молекулярного водню і водневовмісних з'єднань в контактній вежі. Ця вода може реагувати із SO_3 з утворенням сірчаної кислоти, яка викликає корозію обладнання.

За останні 25 років контактний спосіб отримання сірчаної кислоти отримав широке розповсюдження. На даний час майже 3/4 сірчаної кислоти (а це близько 70 % світового виробництва) виробляється контактним способом, і значення цього способу продовжує зростати. Цьому сприяв не тільки попит на міцну кислоту, а й характер сировинної бази: близько 2/3 сірчаної кислоти в США отримують із чистої елементарної сірки, а в цих умовах найбільш вигідний контактний спосіб виробництва [2].

У якості каталізатора при контактному способі отримання сірчаної кислоти раніше застосовували виключно платину. На даний час платинові каталізатори здебільшого замінені ванадієвими. Вони дешевші і менш чутливі до забруднень, які присутні у газовій суміші. Активним початком у ванадієвих контактних масах є ванадієвий ангідрид V_2O_5 , для підвищення активності якого додають оксиди лужних металів. У якості носія для ванадієвого каталізатора застосовують кремнекислоту.

Таким чином, при контактному способі отримання сірчаної кислоти досягають прискорення реакції окислення сірчистого ангідриду в сірчаний.

1.3 Особливості досліджуваного процесу [4–7]

В основу законів перенесення маси (та енергії) покладено другий закон термодинаміки, відповідно до якого всі фізико-хімічні процеси проходять у напрямку досягнення рівноваги – стану, в якому збалансовані всі протилежно спрямовані на систему впливові фактори.

Параметри складної фізико-хімічної системи (тиск, температура, концентрації фаз), в якій досягнуто рівноважний стан, називаються **рівноважними параметрами**.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						8
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Фізичними і термодинамічними умовами рівноваги в усіх точках замкненої системи є рівність температур, тисків та хімічних потенціалів.

Нехай у двофазній системі (див. рис. 1.1 *а*) із трикомпонентної газової суміші речовина *A* поглинається рідкою фазою. У початковий момент часу концентрація речовини *A* в газовій суміші відносно висока і дорівнює y_{A1} , цю концентрацію в конкретний момент часу прийнято називати **робочою**. Робоча концентрація речовини *A* в рідкій фазі в розглянутий момент часу низька і відповідно дорівнює x_{A1} .

Якщо в початковий момент часу газова і рідка фази вступили у фазовий контакт, то почнеться перенесення маси речовини *A* з газової фази в рідку.

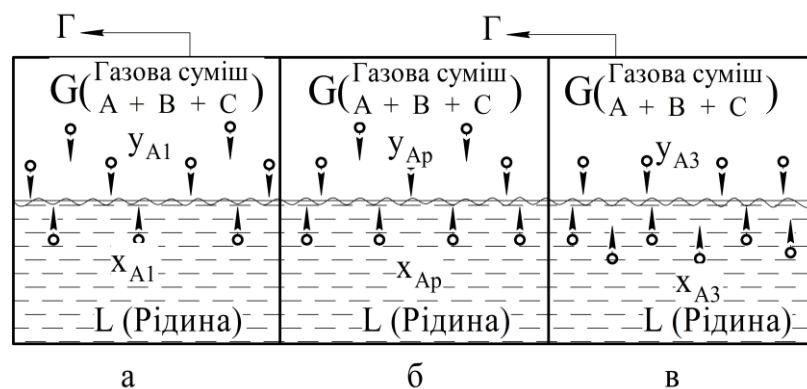


Рисунок 1.1 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:

а – масопередача речовини з газової фази в рідку (абсорбція); *б* – динамічна рівновага в системі; *в* – масопередача речовини з рідкої фази в газу (десорбція)

У міру зниження концентрації речовини *A* в газовій фазі швидкість прямого процесу буде зменшуватися. Одночасно в міру збільшення концентрації речовини *A* в рідкій фазі збільшується швидкість зворотного процесу. Через певний проміжок часу концентрація переданої речовини в газовій фазі знизиться до певної величини, відповідно в рідкій фазі концентрація речовини *A* підвищиться також до деякого значення і настане час, коли швидкості масопередачі в прямому (з газової фази в рідку) і зворотному (з рідкої фази в газу) напрямках зрівняються.

Такий стан системи, коли швидкості прямого і зворотного процесів масопередачі дорівнюють одна одній, називається **рівноважним**. Стан динамічної рівноваги для розглянутої системи умовно показаний на рис. 1.1 *б*.

Стан рівноваги і число незалежних параметрів системи відповідають правилу

фаз Гіббса, згідно з яким число 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 як типовий дифузійний процес реалізується у двофазній системі «газ – рідина». За мінімального числа компонентів у системі три (інертні гази-носії, поглинальний компонент і абсорбент) з газу в рідину переходить одна речовина – абсорбат.

За правилом фаз Гіббса в такій системі можна варіювати трьома незалежними параметрами, а саме температурою, тиском і концентрацією абсорбату в одній із фаз.

У більш складних випадках при абсорбційному вилученні вуглеводневих компонентів із природних газів у системі наявна багатокомпонентна газова суміш та може відбуватися поглинання абсорбентом декількох компонентів, що відповідно збільшує число варійованих параметрів і значно ускладнює розрахунки процесу.

У стані рівноваги двофазної трикомпонентної системи за умови сталості температури і загального тиску залежність між концентраціями розподільного в газовій і рідкій фазах компонента буде однозначною. Ця залежність описується законом **Генрі**, згідно з яким 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 за даної температури пропорційна його парціальному тиску над рідиною:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						10
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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 залежать від природи поглиненого газу і поглинача, а також температури, але не залежать від загального тиску в системі.

За відсутності експериментальних даних залежність коефіцієнта Генрі від температури розраховують за таким рівнянням:

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

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 добре узгоджується з експериментальними даними за невеликих тисків газу в системі (до 0,5 МПа) і низьких концентрацій розчиненої речовини, що хімічно не взаємодіє з розчинником.

Залежність між рівноважними складами газової та рідкої фаз можна одержати на основі 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 змінюється і форма закону Генрі. Однак за малих концентрацій можна взяти $X_A \approx$

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						11
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

x_A та $Y_A \approx y_A$, тоді вираз рівноважної залежності набирає вигляду

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

Рівняння (1.6) і (1.7) показують, що за постійних температури й тиску рівноважна залежність для системи «газ – рідина» виражається прямою лінією, що проходить через початок координат і має кут нахилу, тангенс якого дорівнює m_A .

Робочі концентрації розподілювальної речовини не дорівнюють рівноважним і в діючих апаратах ніколи не досягають рівноважних значень. Залежність між робочими концентраціями розподілювальної речовини у фазах в реальних процесах зображується лінією, яка називається робочою лінією процесу.

Розглянемо схему абсорбера (рис. 1.2), що працює в режимі ідеального витіснення. Нехай у процесі масопередачі абсорбтив переходить із газової фази (G) в рідку (L), причому фази інертні щодо одна одної й абсорбтиву. Отже, $G = \text{const}$ та $L = \text{const}$, і рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом має вигляд:

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

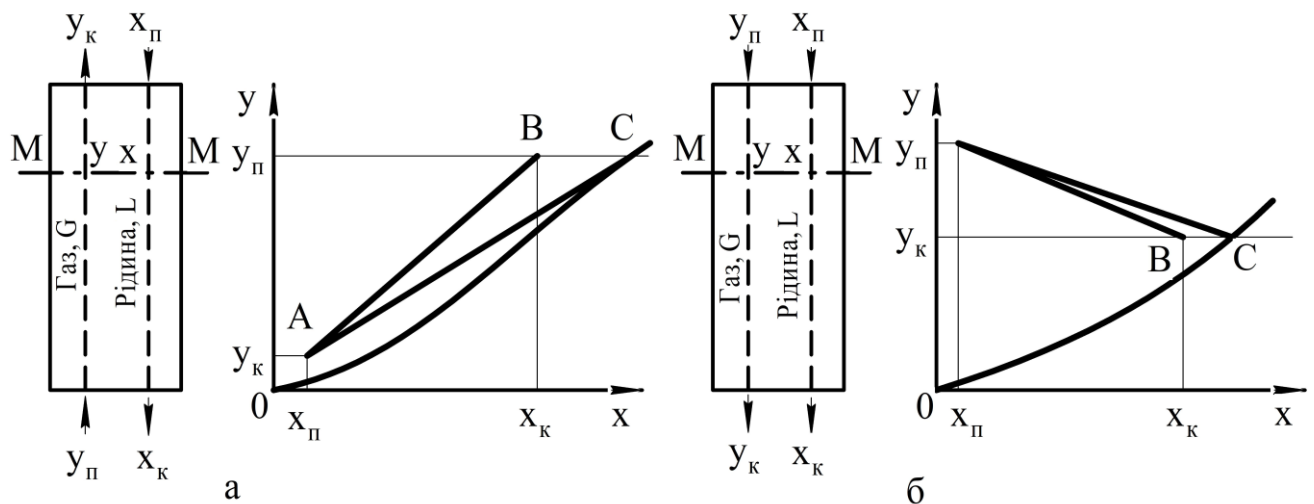


Рисунок 1.2 – Схема матеріального балансу та Y – X –діаграма:

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

Звідси визначають загальну й питому витрату абсорбенту:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		12

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

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}. \quad (1.10)$$

Для довільного перерізу протитечійного абсорбера М – М (рис. 1.3, а) рівняння матеріального балансу має вигляд

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

звідси

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

Рівняння (1.12), яке називають рівнянням робочої лінії, виражає залежність між нерівноважними складами фаз у будь-якому перерізі апарата. Як бачимо з цього рівняння, робоча лінія є прямою з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює l .

1.4 Гідродинамічні режими насадкових апаратів [8, 9]

У насадкових колонах поверхнею контакту фаз є змочена поверхня насадки. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступні вимоги: мати велику питому поверхню та вільний об'єм, добре змочуватися абсорбентом, чинити малий гідравлічний опір газовому потоку, рівномірно розподіляти зрошувальну рідину, бути хімічно стійкою в робочому середовищі, мати малу насипну щільність, високу механічну міцність та невисоку вартість [9].

Дуже важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення насадки. З цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						13
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

– струминні зрошувачі – пристрої, що подають рідину окремими струменями (розподільні плити, жолоби, дірчасті труби, бризкалки та інші);

– розбризкувальні зрошувачі – пристрої, в яких рідина, що подається на шар насадки, розбивається на краплі в результаті удару струменя об тарілку (тарілчасті зрошувачі), торець насадки (багатоконусні зрошувачі) або під дією відцентрової сили (обертові відцентрові розбризкувачі).

Під час протитечії рідини та газу гідродинамічний режим роботи насадкових масообмінних колон залежить від швидкості газу і щільності зрошування, в цьому разі також змінюється інтенсивність міжфазової взаємодії потоків. Співвідношення витрат рідини та газу, що надходять до колони, повинно відповідати оптимальному гідродинамічному режиму роботи насадкового шару.

Під час течії рідини через насадковий абсорбер у насадці постійно міститься деяка кількість рідини. Ця рідина безперервно оновлюється, тобто частина її стікає з шару насадки і негайно ж заміщується такою самою кількістю рідини, що знову надходить. У цьому разі кількість рідини, що міститься в колоні, залишається постійною і називається кількістю утримуваної рідини.

Залежно від швидкості руху газу, щільності зрошування та опору шару насадки розрізняють чотири режими руху фаз у насадкових колонах [8]:

Перший режим – *плівковий* – спостерігається за невеликих щільностей зрошення і малих швидкостей газу. Кількість утримуваної в насадці рідини в цьому разі практично не залежить від швидкості газу.

Другий режим – *підвисання* – характеризується гальмуванням рідини потоком газу, в результаті цього швидкість рідини зменшується, а товщина її плівки і кількість утримуваної в насадці рідини збільшуються, спокійна течія рідини порушується: з'являються завихрення, бризки. Це сприяє інтенсифікації масообміну.

Швидкість газу, що відповідає початку підвисання, рекомендують визначати за формулою:

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

де Re_n – критерій Рейнольдса для газу, що відповідає початку підвисання рі-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		14

дини, $Re_n = 4 \cdot w_y^* \cdot \rho_y / (a_n \cdot \mu_y)$;

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 – *емульгування* – виникає в результаті накопичення рідини у вільному об'ємі насадки. Накопичення рідини відбувається до того часу, поки сила тертя між рідиною, що стікає, і газом, що піднімається по колоні, не зрівноважить сили тяжіння рідини, що міститься в насадці. У цьому разі настає інверсія фаз (рідина стає суцільною фазою, а газ – дисперсною).

Четвертий режим – *винесення* – характеризується тим, що через високий напір потоку газу рідина практично припиняє рух донизу і у вигляді газорідинної емульсії рухається вгору та виноситься з апарата. Робота колон у режимі винесення практично не використовується.

Режим, при якому експлуатуються насадкові колони, визначається за співвідношенням між фактичною швидкістю газу і швидкістю газу в точці інверсії фаз:

– для *плівкового режиму*, при якому рідина рухається від елемента до елемента насадки у вигляді плівки і крапель, а взаємодія між фазами відбувається на поверхні змочених елементів насадки, $w_2 \leq 0,45 \cdot w_{инв}$;

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

– для *режиму емульгування* і турбулентного руху фаз, при якому рідина в більшій кількості утримується висхідним потоком газу, і взаємодія між фазами відбувається на поверхні турбулізованої плівки, $0,85 \cdot w_{инв} \leq w_2 \leq w_{инв}$.

Хоча масообмінні насадкові колони найбільш ефективно працюють у режимі емульгування, цей режим є нестійким, і тому під час розрахунків вибирають робочу швидкість газу в межах:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		15

1.5 Обґрунтування модернізації апарата

Однією із основних стадій сірчаноокислотного виробництва є абсорбція сірчаного ангідриду, яка проводиться в насадкових олеумному і моногідратному абсорберах.

Ефективна робота насадкових абсорберів багато в чому визначається повною змочуваністю усієї насадки апарату і рівномірним розподілом газу і рідини в кожному поперечному перерізі насадки. Для того щоб насадка працювала ефективно, вона повинна відповідати наступним вимогам:

- 1) володіти великою поверхнею в одиниці об'єму;
- 2) добре змочуватися зрошуваною рідиною;
- 3) чинити невеликий гідравлічний опір газовому потоку;
- 4) рівномірно розподіляти зрошуючу рідину;
- 5) бути стійкою до хімічної дії рідини і газу, які рухаються в колоні;
- 6) мати невелику питому вагу;
- 7) мати високу механічну міцність.

У проектуваному моногідратному абсорбері застосовуємо насадку – керамічні сідла Берля.

Застосування сідлоподібної насадки Берля дозволяє зменшити необхідну для проведення процесу абсорбції кількість насадки, а також висоту апарата, що, у свою чергу, призводить до зменшення матеріалоємності абсорбера.

Економія сировини і матеріалів досягнута в основному за рахунок зменшення кількості насадки і висоти апарату, а саме:

- висота апарату зменшилася на 8,2 % у порівнянні із базовим варіантом;
- висота шару насадки зменшилася на 20,5 %;
- маса апарату зменшилася на 2,5 %.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16

РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти випалом залізного колчедану представлена на рис. 2.1.

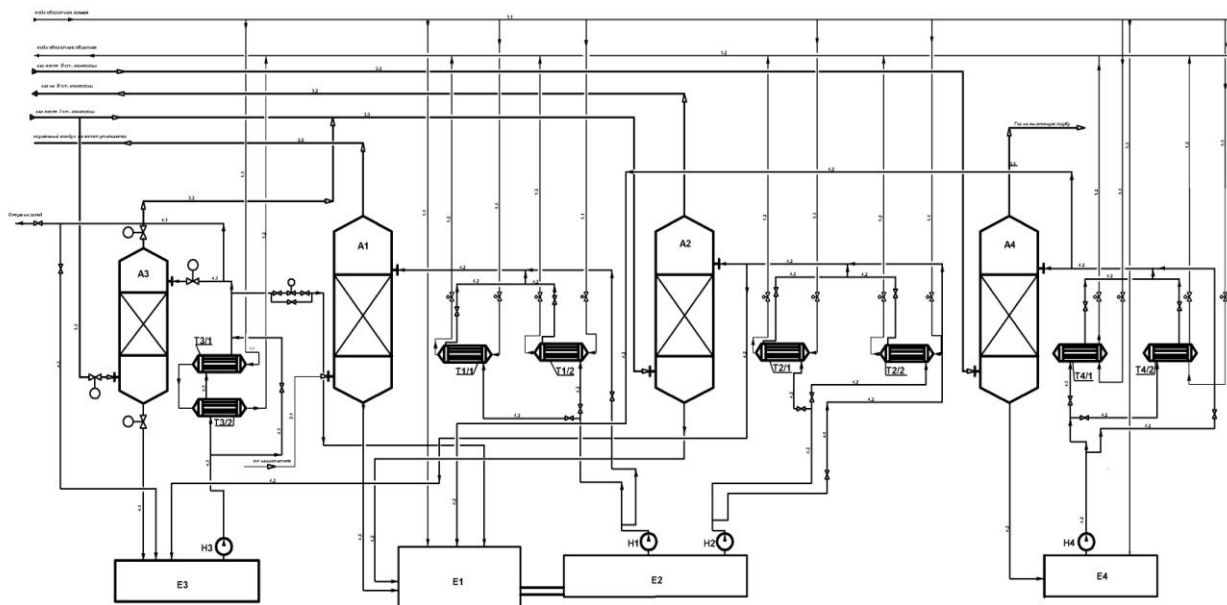


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти

Принцип роботи даної установки полягає у наступному. Сушильна башта (поз. А1) зрошується 98,5 % сірчаною кислотою. У башту сушильну існуючим нагнітачем подається атмосферне повітря. У башті відбувається осушення атмосферного повітря до 0,01 % вологи.

Далі осушене повітря послідовно прямує в пічне відділення на спалювання сірки, в контактне відділення на змішування із газом після IV шару з метою його охолодження, і на пусковий підігрівач під час пускового періоду.

Далі вихідна кислота надходить до збірника-змішувача (поз. Е1). Оскільки сушильна башта працює під тиском, у збірнику-змішувачі встановлюється перегородка, яка забезпечує необхідний гідрозатвор.

До збірника-змішувача також надходить кислота з абсорбера моногідратно-

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

го I (поз. А2), надлишок 98,5 % сірчаної кислоти з циклу абсорбера моногідратного II (поз. А4) і вода для підтримки концентрації кислоти до 98,5 % H_2SO_4 .

Уся кислота перетікає в об'єднаний збірник (поз. Е2), у якому встановлені два заглибних кислотних насоси. Насос (поз. Н1) призначений для подачі сірчаної кислоти на зрошення сушильної башти. Кислота, що подається на зрошення, охолоджується зворотною водою у двох паралельно підключених за прямоотечійною схемою руху середовищ кожухотрубчастих холодильників (поз. Т1/1,2).

Після третього шару контактного апарату газ спрямовується на проміжну абсорбцію. Перша ступінь абсорбції складається з абсорберів: олеумного (поз. А3) і моногідратного I (поз. А2). Абсорбер олеумний включений в шунт до абсорбера моногідратного I. Газоходи до абсорберів олеумного, моногідратного I і після олеумного абсорбера футеруються.

Цикл олеумного абсорбера включає абсорбер олеумний (поз. А3), збірник циркуляційний (поз. Е3), два холодильника кожухотрубчастих (поз. Т3/1,2) з послідовним підключенням за протитечійною схемою руху середовищ.

Абсорбер олеумний зрошується 20 % олеумом із температурою 55 °С. Температура вихідного олеуму становить 73 °С.

У результаті абсорбції SO_3 відбувається закріплення концентрації зрошувального олеуму до 21,5 % SO_3 зв.

Розведення олеуму до концентрації 20 % SO_3 зв. здійснюється 98,5 % сірчаною кислотою з циклу абсорбера моногідратного I. Температура олеуму, що утворюється в збірнику в результаті змішування, досягає 70 °С. Зі збірника олеум занурювальним насосом (поз. Н3) подається на охолодження у два послідовно з'єднаних кожухотрубчастих холодильники (поз.Т3/1,2).

Моногідратний абсорбер I зрошується 98,5 % сірчаною кислотою з об'єднаного збірника (поз. Е2). У абсорбері відбувається поглинання SO_3 з газу.

Охолодження кислоти циклу моногідратного абсорбера I здійснюється у двох кожухотрубчастих холодильниках (поз. Т2/1,2), підключених паралельно за прямоотечійною схемою руху середовищ. Після холодильників (поз.Т2/1,2) охолоджена сірчана кислота надходить на зрошення першого моногідратного абсорбера.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						18
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Після II ступеня конверсії газ надходить в моногідратний абсорбер II (поз. А4). Відпрацьований газ після абсорбера направляєється на вихлопну трубу.

Після моногідратного абсорбера II сірчана кислота надходить до збірника (поз. Е4), де розбавляється водою до концентрації 98,5 % H_2SO_4 . Зі збірника сірчана кислота занурювальним кислотним насосом (поз. Н4) подається на охолодження у два кожухотрубчастих холодильники (поз. Т4/1,2). Підключення холодильників – паралельне з протитечійною схемою руху середовищ.

Після холодильників (поз. Т4/1,2) сірчана кислота надходить на зрошення моногідратного абсорбера II (поз. А4). Надлишок сірчаної кислоти направляєється у збірник-змішувач (поз. Е2).

Температура кислоти на зрошення баштового обладнання регулюється байпасуванням частини кислотного потоку повз холодильники.

У якості охолоджуючого середовища в усіх кожухотрубчастих холодильниках використовується оборотна вода, яка, у свою чергу, охолоджується в градирні водообертового циклу.

2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції [4, 10]

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

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

Розрахований за формулою (2.1) діаметр колони округлюють до стандартного діаметра D_k циліндричних обичайок (див. табл. 2.1) та уточнюють фактичну робочу швидкість газу в апараті w_y [4, 10]:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						19
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

Визначення діаметра насадкового абсорбера необхідно пов'язувати зі змочуваністю насадки абсорбентом. Зв'язок щільності зрошення, від якої істотно залежить повнота змочуваності насадки, з діаметром абсорбера і витратою абсорбенту виражається залежністю [4]:

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

За недостатньої щільності зрошення і неправильної організації подавання рідини поверхня насадки може бути змочена неповністю, а частина змоченої поверхні практично не буде брати участі в процесі масопередачі через наявність застійних зон рідини або нерівномірного розподілу газу по перерізу колони.

Існує деяка оптимальна щільність зрошення, вище від якої всю поверхню насадки можна вважати змоченою. Для насадкових абсорберів оптимальну щільність зрошення визначають за співвідношенням [4]:

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

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

У джерелах [4, 10] наведено рівняння для визначення U_{opt} у насадкових колонах залежно від виду процесу. Якщо щільність зрошення U менша від U_{opt} , насадка буде недостатньо змоченою; у зв'язку із цим у процесі масопередачі буде брати участь не вся можлива поверхня. Це враховується коефіцієнтом змочуваності, що обчислюється за формулою:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						20
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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

Якщо за даної щільності зрошення коефіцієнт змочуваності близький до одиниці, то на цьому розрахунок діаметра абсорбера можна вважати закінченим. Якщо ж ψ помітно менший від одиниці, то змочуваність насадки необхідно визнати незадовільною і потрібно застосувати насадку більших розмірів із меншою питомою поверхнею. Це дозволяє знизити U_{opt} , а також збільшити допустиму швидкість газу і зменшити площу перерізу колони, що за тієї самої витрати абсорбенту призводить до підвищення щільності зрошення.

Також для рівномірного змочування насадки необхідно забезпечити таке співвідношення діаметра колони D_k і діаметра насадки d_e [10]:

$$D_k/d_e \geq 8.$$

Висота шару насадки та повна висота колони. В інженерній практиці найбільш часто застосовують три методи розрахунку процесів абсорбції.

За першим методом кінетика процесу виражається через коефіцієнти масо-передачі, рушійна сила розраховується за різницею концентрацій, а висота шару насадки визначається з основного рівняння масопередачі:

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

За другим методом кінетика виражається за допомогою висоти одиниці перенесення, рушійна сила розраховується через число одиниць перенесення, а висота шару насадки визначається з модифікованого рівняння масопередачі:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						21
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

в якому 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, $A = L/(m \cdot G) = l/m$.

Співвідношення для визначення частинної висоти одиниці перенесення в газовій фазі одержані 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 визначається за формулою, одержаною після перетворень критеріального рівняння [10]:

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

За третім методом кінетика виражається за допомогою висоти, еквівалентної теоретичній тарілці h_{emm} , рушійна сила розраховується опосередковано через число теоретичних тарілок N_{oz} , а висота шару насадки визначається за рівнянням:

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

Теоретична тарілка, або теоретичний ступінь зміни концентрацій, відповідає деякій гіпотетичній ділянці апарата, на якій рідина повністю перемішується, а концентрації фаз, що відводяться, є рівноважними.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Число теоретичних тарілок можна визначити використовуючи рівняння Кремсера [10]:

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

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

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

Значення висоти насадки, еквівалентної одній теоретичній тарілці, позначає ефективність контакту, або ефективність насадки. Ефективність насадкової колони залежить від різних факторів: витратних параметрів; фізичних властивостей газу і рідини; типу насадки; початкового розподілу зрошувальної рідини; розміру насадки й матеріалу, з якого вона виготовлена; висоти шару насадки та способу її укладання. Крім того, на ефективність насадкової колони сильно впливає нерівномірність розподілу потоків по перерізу колони, що призводить до вибіркового руху газу і рідини.

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

Висоту насадки з кілець, еквівалентну одній теоретичній тарілці, можна розрахувати за рівнянням [10]:

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

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Висоту насадки, еквівалентну одній теоретичній тарілці, для умов, що відповідають початку емульгування, можна визначати за рівнянням [10]:

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

Якщо розчинність поглиненого газу підпорядковується закону Генрі, і лінія рівноваги являє 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 бути розрахована за 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 як робочу висоту шару насадки, так і висоту, що враховує необхідність виділення додаткових об'ємів (для сепараційних просторів, установлення додаткових пристроїв – розподільників рідини, конусів, що відводять рідину, перерозподільних тарілок, люків для огляду, ремонту, завантаження і вивантаження насадки та ін.), і визначається за формулою [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 повинне задовольняти умову $H/D_k = 1,5-10$. Кількість секцій насадки в колоні визначається з умови, що від-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						24
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ношення висоти секції до діаметра колони повинне бути не більшим ніж 2,5–3 [4].

Відстань між секціями, необхідна для розміщення опорних і перерозподільних пристроїв, може становити 0,3–0,5 м, а висота секції – 2–3 м [4].

Відстань H_e від верху насадки до кришки абсорбера може становити 2–3 м і залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки і висоти сепарційного простору, в якому часто встановлюють краплевідбійники для запобігання бризковинесенню з колони [4].

Відстань H_n від днища абсорбера до низу насадки становить $(1–1,5) \cdot D_k$, що визначається необхідністю забезпечення рівномірного введення оброблюваних газів у насадку. Висоти верхньої H_e і нижньої H_n частин колони також можна вибрати залежно від діаметра колони відповідно до рекомендацій [4].

2.3 Опис об'єкта дослідження

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

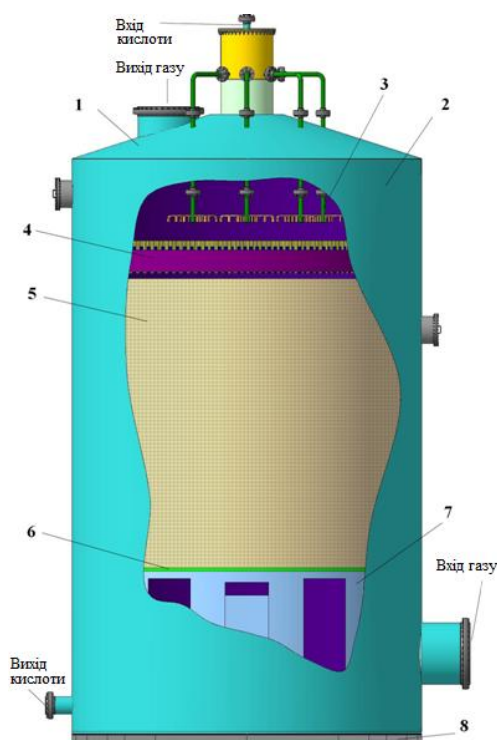


Рисунок 2.2 – Абсорбер моногідратний:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		25

Усередині апарат футерований корозійностійкими матеріалами; футерування нижньої частини виконано разом із арками, які закінчуються колосниковою решіткою під насадку.

Над насадкою 6 розташована розподільна система, яка складається з розподільної плити 5 і «павуків» 4. Корпус апарату захищений від корозії корозійностійкими матеріалами. Також абсорбер забезпечений штуцерами і люками технологічного призначення.

Із контактного апарату газ надходить в ангідридний холодильник, а потім в моногідратний абсорбер. Газоходи до моногідратного абсорберу і після нього футеруються. Цикл моногідратного абсорбера включає абсорбер моногідратний, збірник змішувальний, збірник об'єднаний, два холодильника кожухотрубчастих з послідовним підключенням по протитечійній схемі руху середовищ.

Абсорбер моногідратний зрошується 98,5 % кислотою. У результаті абсорбції SO_3 відбувається закріплення концентрації зрошуваної кислоти. Поглинаючи сірчаний ангідрид, кислота нагрівається за рахунок тепла реакції утворення H_2SO_4 . Нагріта концентрована кислота витікає із абсорбера в збірник.

2.4 Технологічні розрахунки

Витрата циркулюючої кислоти:

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

де L_c – продуктивність абсорбера;

K_y – кратність циркуляції кислоти; $K_y = 20$.

Маса газу SO_3 , що переходить у процесі абсорбції з газової суміші в поглинач за одиницю часу знаходимо з рівняння:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						26
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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

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

Виразимо состави фаз, навантаження по газу і рідини в обраній для розрахунку розмірності:

$$\bar{X}_n = \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_n}{(1-x_n)} = \frac{80 \cdot 0,804}{98 \cdot (1-0,804)} = 0,656 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4;$$

$$\bar{X}_k = \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_k}{(1-x_k)} = \frac{80 \cdot 0,808}{98 \cdot (1-0,808)} = 0,670 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4;$$

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{SO_3}}{M_g} \cdot \frac{y_n}{(1-y_n)} = \frac{80 \cdot 0,026}{29,7 \cdot (1-0,026)} = 0,072 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу};$$

$$\bar{Y}_k = \frac{M_{SO_3}}{M_g} \cdot \frac{y_k}{(1-y_k)} = \frac{80 \cdot 0,0001}{29,7 \cdot (1-0,0001)} = 0,00027 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу},$$

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

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

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

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

Витрата газу:

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

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

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		27

Граничну швидкість газу, вище якої настає захлинання насадкових абсорберів, можна розрахувати за формулою:

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

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

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

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

Для розрахунку 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:

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

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

Молярні маси і вміст компонентів у газі наведено 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:

$$\rho_2 = \frac{M_2}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{29,7 \cdot 273 \cdot 0,12}{22,4 \cdot 388 \cdot 0,1} = 1,12 \text{ кг/м}^3, \quad (2.25)$$

Об'ємна витрата газу дорівнює:

$$V = \frac{G}{\rho_2} = \frac{169331}{1,12} = 151188 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.26)$$

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

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

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

Діаметр абсорбера знаходимо 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 розраховуємо за формулою:

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

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						29
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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

Підставами і 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 :

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

Знаходимо відведення тепла при охолодженні газу:

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

де c_2 – теплоємність газу; $c_2 = 0,32 \text{ ккал/м}^3\text{град}$ [2];

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						30
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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 дорівнює:

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

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 початковій температурі кислоти 79°C його кінцева температура буде дорівнювати 99°C .

Рівноважний тиск SO_3 над кислотою, що надходить (79°C), складає $P_2^*=0,013$ бар, а над кислотою, що уходить (99°C), $P_1^*=0,041$ бар. Парціальний

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						31
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

тиск SO_3 (при загальному тиску $P=1,2$ бар) у газі, що надходить $P_1=0,138$ бар, у газі, що уходить $P_2=0,03$ 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:

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

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 чисельні 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 знаходимо з рівняння [2]:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						32
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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

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

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

2.5 Конструктивні розрахунки апарата

Об'єм насадки:

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

Висота насадки:

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

Визначаємо діаметр патрубків 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 $w_{z,n} = 25 \text{ м/с}$.

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						33
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

Визначаємо діаметр патрубку для введення рідини:

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

де $w_{\text{жс}}$ – швидкість потоку рідини, приймаємо $w_{\text{жс}} = 1,0$ м/с.

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

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

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера складе:

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

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

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера:

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

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

Загальна геометрична висота абсорбера:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		34

2.6 Визначення гідравлічного опору апарата

Гідравлічний розрахунок проводився за методикою, що викладена в [11].

Гідравлічний опір ΔP_a обумовлює енергетичні витрати на транспортування газового потоку через абсорбер. Величину ΔP_a розраховуємо за рівнянням:

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

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

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

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

Гідравлічний опір сухої насадки визначимо за рівнянням:

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

де λ – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

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

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

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

Тоді:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						35
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Підставивши чисельні 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

Розрахунок вентилятора для подачі газу в абсорбер.

Виконаємо підбір вентилятора, який використовується для подачі газу для абсорбції. Газ подається в нижню частину абсорбера. Робоча витрата газу 20,34 м³/с, температура газу 115°C, тиск 0,12 МПа.

Приймаємо швидкість газу в трубопроводі $\omega = 15$ м/с. Тоді внутрішній діаметр трубопроводу знайдемо за формулою:

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

Підставами і отримаємо:

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

Вибираємо сталеву трубу зовнішнім діаметром 1220 мм, товщиною 10 мм. Внутрішній діаметр труби $d = 1,2$ м. Фактичну швидкість води в трубі знайдемо:

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

Підставами і отримаємо:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		36

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

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

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

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

$\rho = 1,12$ м³/с – густина газу.

Підставами і отримаємо:

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

Приймемо, що труби були в експлуатації і мають незначну корозію. Абсолютна шорсткість при цьому $\Delta = 1,5 \cdot 10^{-4}$ м.

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

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

$11111 < \text{Re} < 6222222$, тобто в трубопроводі має місце змішане тертя, і розрахунок λ слід проводити за формулою:

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

Підставами і отримаємо:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						37
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Визначимо 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 знаходимо:

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

Гідравлічний опір трубопроводу знайдемо 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.

Знайдемо гідравлічний опір трубопроводу:

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

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

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

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

Δp_a – опір апарату, Па;

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

Опір апарату $\Delta p_a = 633$ Па.

Втрати напору по висоті:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		38

Підставами і 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.

Підставами і отримаємо:

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

Отриманим даним відповідає вентилятор 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 $P_{\text{ном}} = 180 \text{ кВт}$.

Розрахунок теплообмінника для охолодження абсорбційної кислоти.

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

Визначаємо теплове навантаження:

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

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

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		39

Визначимо кількість води необхідної для охолодження:

$$G_{\text{в}} = \frac{Q}{c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{кв}} - t_{\text{нв}})}, \quad (2.60)$$

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

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

Середньологарифмічна різниця температур теплоносіїв:

$$\Delta t_{\text{CP}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (2.61)$$

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

Підставивши величини у формулу, отримуємо:

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

Приймемо орієнтовне значення $Re_{\text{op}} = 15000$, що відповідає розвиненому турбулентному режиму течії в трубах. Очевидно, що такий режим можливий у теплообміннику, де число труб, що припадає на один хід, дорівнює:

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

Підставивши величини у формулу (2.62), отримуємо:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						40
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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

Орієнтовне значення поверхні складе:

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

Підставами і отримаємо:

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

Теплообмінники з близькою поверхнею мають діаметр кожуха 600–1000 мм. При цьому тільки багатоходові апарати з числом ходів $z=4$ мають співвідношення n/z , близькі до 85.

Відповідну поправку для середньої різниці температур визначимо за [4]:

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

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

Тоді

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

Із таблиці [4] впливає, що з обраного ряду найбільше підходить теплообмінник з трубами довжиною $L = 6,0 \text{ м}$ і номінальною поверхнею $F = 190,0 \text{ м}^2$, діа-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						41
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

метром кожуха $D = 800$ мм, $d_{mp}=25 \times 2$ мм, $S=0,020$ м², $n = 404$ шт., $z = 4$ мають співвідношення $n/z = 101$.

Знайдемо запас поверхні:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		42

РОЗДІЛ 3
ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13–15]

Устаткування сірчанокислотного виробництва піддається майже усім відомим видам і типам корозійного впливу, тому до вибору матеріалів, використовуваних для виготовлення апарату, потрібно підходити особливо ретельно.

У сірчанокислотному виробництві досить широко і успішно застосовуються нержавіючі сталі, оскільки вони мають досить високу корозійну стійкість. Тому для частин апарату, безпосередньо, які мають контакт з агресивним середовищем (корпус, кришка і днище абсорбера, «павуки», трубки і кронштейни для розподільної плити, решітка, штуцери) ми вибираємо сталь 12Х18Н10Т – завдяки універсальності її властивостей, що поєднують жаростійкість і корозійну стійкість. Оскільки температура всередині апарату досить висока і концентрація сірчаної кислоти перевищує 80 %, то за таких умов наш вибір буде найбільш виправданим. Характеристики сталі 12Х18Н10Т наведено у табл. 3.1 та 3.2.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад сталі 12Х18Н10Т

Хімічний елемент	%
Кремній (Si), не більше	0,8
Мідь (Cu), не більше	0,30
Марганець (Mn), не більше	2,0
Нікель (Ni)	9,0–11,0
Титан (Ti)	0,6–0,8
Фосфор (P), не більше	0,035
Хром (Cr)	17,0–19,0
Сірка (S), не більше	0,020

Насадка виготовляється з кислототривкої кераміки.

Для частин, що не мають контакту з кислотою, приймаємо наступні матеріали: для болтів, гайок і шайб використовуємо Сталь 35; для опори апарату використовуємо сталь Ст. Зсп; для обтюрції використовуємо пароніт.

Таблиця 3.2 – Механічні властивості сталі Х18Н10Т

Термообробка, стан поставки	Переріз, мм	$\sigma_{0,2}$, МПа	σ_B , МПа	σ_5 , %	σ , %
Прутки. Загартовування 1020–1100°C, повітря, масло або вода	60	196	510	40	55
Прутки шліфовані, оброблені на задану міцність			590–830	20	
Прутки нагартовані	< 5		930		
Листи гарячекатані або холоднокатані. Загартовування 1000–1080°C, вода або повітря	> 4	236	530	38	
Листи гарячекатані або холоднокатані. Загартовування 1050–1080°C, вода або повітря	< 3,9	205	530	40	
Листи гарячекатані або холоднокатані нагартовані	< 3,9		880–1080	10	
Поковки. Загартовування 1050–1100°C, вода або повітря	< 1000	196	510	35	40
Дріт термооброблений	1,0–6,0		540–880	20	
Труби безшовні гарячедеформовані без термообробки	3,5–32		529	40	

Сильна агресивність сірчаної кислоти по відношенню до чистих металів, сталей і сплавів вимагає застосування для апаратурного оформлення сірчаноокислотного виробництва полімерних матеріалів, кислототривких в'язучих на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, матеріалів на основі каучуків тощо [2]. І тому сталевий корпус моногідратного абсорбера футеруємо кислототривкою цеглою на силікатній замазці.

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

Розрахунок товщини стінки апарата.

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за 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;

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		44

D_B – зовнішній діаметр, мм;

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

φ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знаходимо 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:

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

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

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		45

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

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.

Розрахунок товщини стінки плоского днища.

Визначимо 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];

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						46
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

Коефіцієнт ослаблення K_o розраховуємо за рівнянням [16]:

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

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

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 $S_n = 12 \text{ мм.}$

Розрахунок товщини стінки конічної кришки.

Визначимо товщину кришки апарату:

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

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		47

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 $S_{\kappa} = 12 \text{ мм}$.

Розрахунок і вибір опори.

Визначимо навантаження сухого апарату на опору:

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

Маса сухого апарату складається із наступних складових:

Маса насадки:

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

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

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

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

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		48

Маса корпусу апарату (циліндричної обичайки):

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

Маса сухого апарату:

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

Виходячи з того, що при розрахунку не були враховані маси патрубків, фланців і т. д. приймаємо масу сухого апарату рівною 115 тонн.

За формулою (3.10) визначимо навантаження:

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

Визначимо 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 становить:

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

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

Таким чином, для вибору опори маємо значення навантажень: $Q_{\text{мін}} = 1,128 \text{ МН}$ и $Q_{\text{макс}} = 7,486 \text{ МН}$.

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		49

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання [17]

Вибираємо відкритий варіант компоновки – обладнання розміщується на відкритому майданчику, що зменшує капітальні витрати на виробництво, зменшує загазованість і вплив теплових виділень, вибухо- та пожежобезпечність, покращує умови роботи устаткування, полегшує доступ до важкого обладнання, а також забезпечує гарну вентиляцію. Ми вибрали такий варіант компоновки у зв'язку із зазначеними вище перевагами, а також із урахуванням його масопотоків (газових та рідинних), мас і габаритних розмірів різних типів обладнання, специфіки технологічного обладнання (вибухо- і пожежонебезпека, токсичність, нечутливість до умов навколишнього середовища тощо).

Компоновку основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним (див. рис. 4.1).

Холодильники розміщуємо іззаду абсорбційної колони, а збірник кислоти – зліва. Місце їх установки вибираємо із урахуванням мінімальної протяжності труб від апаратів, зручності очищення і заміни теплообмінних труб.

Важке обладнання, до якого належить абсорбційна колона, встановлюємо на нульовій позначці. Теплообмінники і збірник розміщуємо на фундаментах.

Для забезпечення самопливу продуктів за технологічною схемою необхідно суворо дотримуватися норм розміщення обладнання по висотним позначкам. Взаємне розташування колон з урахуванням робочих тисків їх експлуатації, і іншого устаткування, вимагає чіткого узгодження.

Для забезпечення вільного перетікання ухил трубопроводу становить близько 3–5°. Кути повороту колін трубопроводів 90°. Сходи обладнані поручнями для забезпечення безпеки обслуговуючого персоналу.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		50

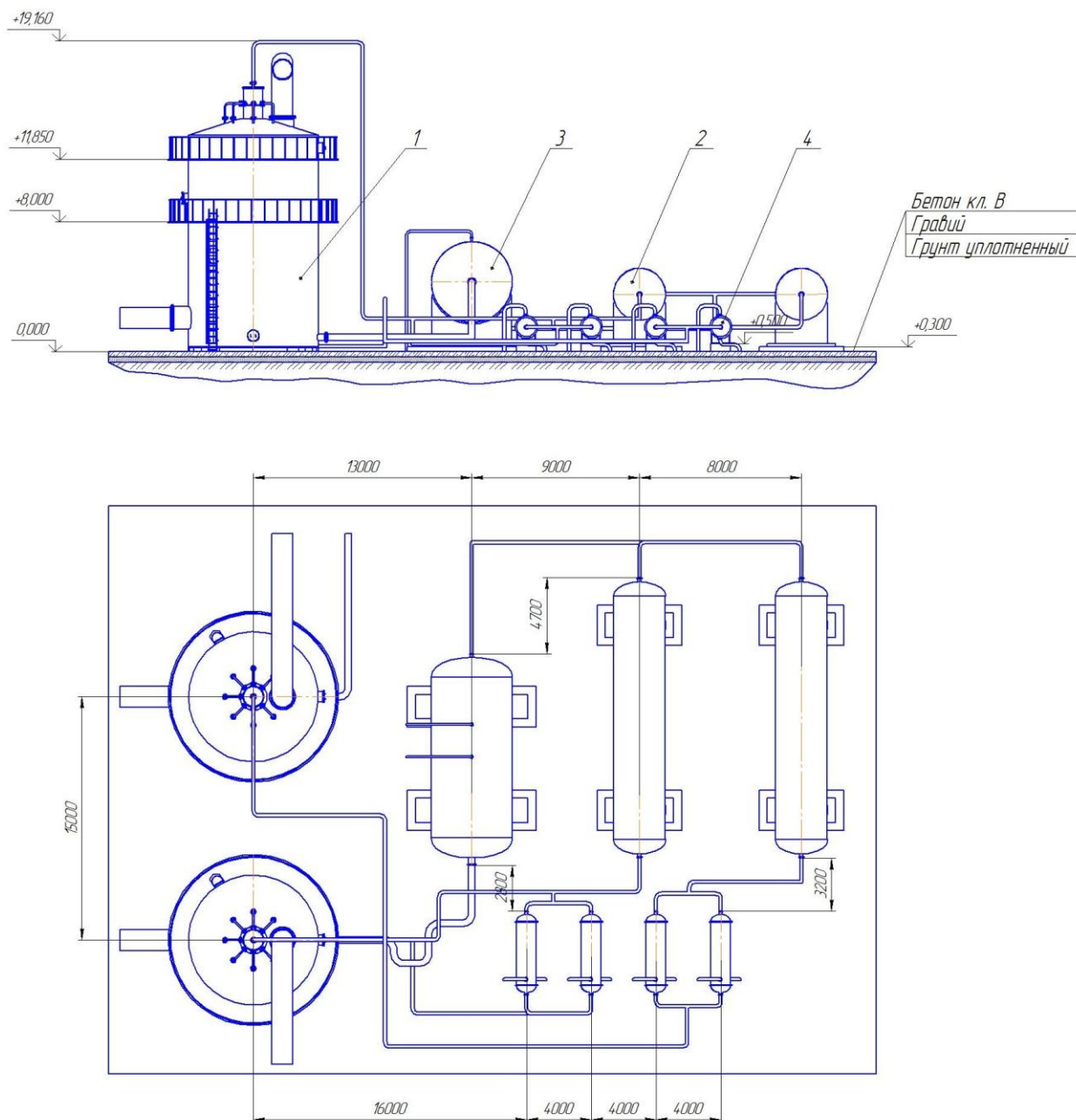


Рисунок 4.1 – Монтажне креслення ділянки виробництва сірчаної кислоти

Вище другого поверху встановлюються майданчики з металоконструкцій для обслуговування колони. Між площадками встановлюється драбина з круговою огорожею.

Трасування трубопроводу повинно відповідати технологічній схемі і забезпечувати компенсацію температурних подовжень. При цьому трасування трубопроводів і розміщення нерухомих кріплень повинні забезпечити достатню гнучкість, щоб напруга самокомпенсації, а також сили і моменти, що передаються трубопроводами на обладнання, не перевищували допустимих значень.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		51

Для забезпечення найменших гідродинамічних втрат при проектуванні і монтажу необхідно виконувати такі основні вимоги:

- відсутність зайвих поворотів траси;
- використання випрямлення траси з метою зменшення її довжини і кутів повороту;
- установка трійників таким чином, щоб головний потік середовища проходив трійник без повороту;
- відсутність високих коефіцієнтів опору засувок (засувки зі звуженим проходом); у разі вимушеного застосування таких засувок необхідно до і після таких засувок мати прямі ділянки (до засувки 10–12 діаметрів, після неї – не менше 5 діаметрів труби), щоб уникнути різкого підвищення гідродинамічних втрат;
- при великих швидкостях середовища в напірних патрубках насосів (досягаючих 5–7 м/с) відразу за патрубком повинен встановлюватися перехід на більший діаметр, а потім зворотний клапан і засувка;
- при розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру повинен використовуватися трійник, діаметр якого дорівнює діаметру трубопроводу, що підводять.

Траси трубопроводів повинні вибиратися так, щоб уникнути зайвих нижніх і верхніх точок, які потребують влаштування дренажів та повітряників. Ухили трубопроводів повинні вибиратися у напрямку руху пари і повинні враховувати збільшення стріли прогину в прольотах у результаті повзучості металу.

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

Колонні апарати, як правило, встановлюють на відкритому майданчику на різних відмітках від землі (на фундаментах, залізобетонних постаментах, металевих етажерках). Він повинен поставлятися на монтажний майданчик у максимально готовому вигляді. Якщо перевезення повністю зібраного апарата є неможливою, його постачають максимально великими блоками або окремими деталями. У

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		52

всіх випадках завод-виготовлювач до відправки на монтажну ділянку повинен зробити контрольну збірку апарату, нанести на все сполучення складальні осі і контрольні ризики.

Залежно від вантажопідйомності наявних підйомних пристроїв на монтажному майданчику виробляють складання апарату з деталей і блоків. Якщо апарат можна підняти на фундамент повністю в зібраному вигляді, то після монтажу в горизонтальному положенні до нього приварюють всі обслуговуючі металоконструкції (майданчики, сходи, іноді сходові клітини), встановлюють запірну арматуру і трубопровідну об'язку і наносять теплоізоляцію. Для виконання перерахованих робіт колони кілька піднімають і укладають на опори (козли), виготовлені з профільної сталі або труб. У деяких випадках представляється можливим до підйому і установки апарату на фундамент зробити також футерування внутрішніх стінок.

Трубопровідна об'язку і металоконструкції, що піднімаються разом з апаратом, повинні бути жорстко з'єднані з ним. Якщо робочим проектом така жорсткість не забезпечена, при монтажі передбачають тимчасові хомути, пояси, кронштейни, які після установки апарату в проектне положення знімаються.

Згідно з інструкцією, апарат піднімають на фундамент після опресування і спуску з нього обпресувальна рідини. При підйомі окремих блоків в залежності від обраного способу монтажу розробляють конкретну тих-монолог виконання робіт, що передбачає максимальне скорочення обсягу робіт, що проводяться на високих відмітках.

Як вже говорилося, колонні апарати збирають в горизонтальному положенні. Для цього окремі блоки (частини циліндра) укладають на складальні стенди з обертовими катками – рольганги або на шпали з обмежувальними куточками - упорами. Число опор під кожною стикується частиною вибирають в залежності від маси і перетину апарату. Відстань між опорами, зазвичай, не перевищує 5 м.

Частини апарату, що стикуються, підтягують одна до одної трубоукладачами або тракторами. Для збігу стиків по усьому периметру до крайок однією з частин приварюють вісім і більше напрямних планок, які після прихватки стику короткими зварними швами зрізаються газокисневою різкою. Подібні напрямні пла-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		53

нки використовують і при установці одного блоку на інший у вертикальному положенні (при монтажі блоками). Стикування виконують за заводськими контрольними рисками, нанесеними на корпусах, які ретельно з'єднують, а також по маркуванню на деталях.

У зварювальних стиках ретельно контролюють зазори, які повинні бути в межах 2–4 мм, незалежно від товщини листів обичайок. Зварювані кромки ретельно очищують металевими щітками. Прихватку, як і повне зварювання, виконують електродами, передбаченими проектом.

Після завершення зварювання остаточно перевіряють усі розміри зібраного апарату, які повинні бути в межах допусків. Корпуси відповідальних колонних апаратів повинні відповідати таким вимогам: відхилення довжини не повинна перевищувати 0,3 % від проектної; величина кривизни твірної циліндра на ділянці 1 м повинна бути не більше 2 мм, а для апарату висотою, що перевищує 10 м, – не більше 3 мм.

Технологія підйому апарату є складовою частиною проекту проведення монтажних робіт. Проектом передбачається детальна схема підйому: вказуються місця установки щогл або кранів, їх положення на різних етапах підйому, розташування лебідок, відвідних тросів, поліспастів тощо. У цьому ж проекті проводяться технічні характеристики усіх підйомних засобів.

Ступінь складності установки колонних апаратів у проектне положення визначається їх габаритними розмірами (висотою і діаметром), масою, а також висотою фундаменту (постаменту). Підйом апаратів здійснюють кранами або за допомогою щогл. Застосовують два основних способи підйому: ковзання і поворот навколо шарніру.

Колонні апарати ремонтують при планово-попереджувальних ремонтах технологічної установки. Порядок підготовки апарату до ремонту і проведення ремонтних робіт залежить від особливостей установки.

У більшості випадків колонні апарати готують до ремонту в такий спосіб. Доводять тиск в колоні до атмосферного, з апарату видаляють робоче середовище, після чого його пропарюють водяною парою, яка витісняє залишкові гази. Після пропарювання колону промивають водою. У деяких випадках пропарку і про-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		54

мивку чергують кілька разів. Час операцій обумовлюється у виробничій інструкції (технологічному регламенті) кожної технологічної установки або технологічного блоку.

Промивання колони водою сприяє також більш швидкому їх охолодженню. Не можна приступати до ремонтних робіт, якщо температура промивної води перевищує 50°C.

Пропарену і промиту колону від'єднують від усіх апаратів та комунікацій глухими заглушками, що встановлюються у фланцевих з'єднаннях штуцерів. Установку кожної заглушки і подальше її зняття реєструють у спеціальному журналі.

Ремонт апарату починають з його розкриття, яке необхідно проводити, дотримуючись наступних правил. Спочатку відкривають верхній люк, причому перед цим в апарат протягом деякого часу подають водяну пару, щоб уникнути можливого підсосу повітря, у результаті чого може утворитися вибухонебезпечна суміш. Далі послідовно (згори вниз) відкривають інші люки. Категорично забороняється одночасно відкривати верхній і нижній люки. Не можна також відкривати спочатку нижній, а потім верхній люк, оскільки внаслідок різниці температур відбувається сильний приток повітря у колону, що може привести до утворення вибухонебезпечної суміші.

Після відкриття люків колони деякий час провітрюється в результаті природної конвекції повітря. При роботі всередині колони необхідно ретельно дотримуватися правил техніки безпеки. Працівник повинен надягати запобіжний пояс із мотузкою, кінець якої виводиться назовні і надійно закріплюється; за знаходженням всередині колони працівників постійно спостерігає спеціально виділена для цього людина. Тривалість безперервної роботи в колоні повинна бути не більше 15 хвилин. Після чого необхідний такий же за тривалістю відпочинок поза колони (зазвичай працівник і спостерігач міняються місцями). При перших же ознаках появи всередині ремонтovanого апарату вибухонебезпечних, горючих або токсичних рідин, парів і газів всяку роботу слід негайно припинити.

Корпус колони, а також її внутрішні пристрої ретельно оглядають. За необхідності огляду всієї поверхні корпусу розбирають внутрішні пристрої або їх час-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						55
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

тину. Виявлення дефектів корпусу, що вимагає високої кваліфікації, включає візуальний огляд для визначення загального стану корпусу і ділянок, що піддаються найбільшому зносу; вимір залишкової товщини корпусу за допомогою ультразвукових дефектоскопів, шляхом контрольного просвердлювання отворів; перевірку на щільність зварних швів і рознімних з'єднань і т. ін.

Зношені штуцери і люки вирізають і замінюють новими з обов'язковим встановленням зміцнювальних кілець. Бажано, щоб зміцнювальні кільця нових штуцерів мали дещо більший діаметр, ніж попередні: це дозволяє приварювати їх у новому місці. Ремонту піддають усі штуцери, сигнальні отвори на зміцнювальних кільцях яких під час експлуатації були заглушені пробками.

При кожному ремонті вимірюють фактичну товщину стінки корпусу експлуатованого колонного апарату. Найбільш зношені ділянки корпусу колони вирізають, а на їх місце ставлять нову ділянку, заздалегідь звальцьовану по радіусу колони. Зварювання виконують встик. Вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину і порушення стійкості. Тому до вирізання дефектної ділянки її зміцнюють стійками. Число і перетин стійок, а також розміри опорних лап розраховують, виходячи з умови рівності їх опорів опору вирізаного перетину.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						56
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 5

ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

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

На рис. 5.1 приведена схема автоматизації сушильно-абсорбційного відділення (САВ) цеху виробництва сірчаної кислоти, що працює за схемою ДКДА з випуском продукції у вигляді кислоти сірчаної технічної та олеуму технічного (на вимогу) [2]. У разі потреби в передачі олеуму на склад, на відповідному трубопроводі передбачений клапан з дистанційним керуванням.

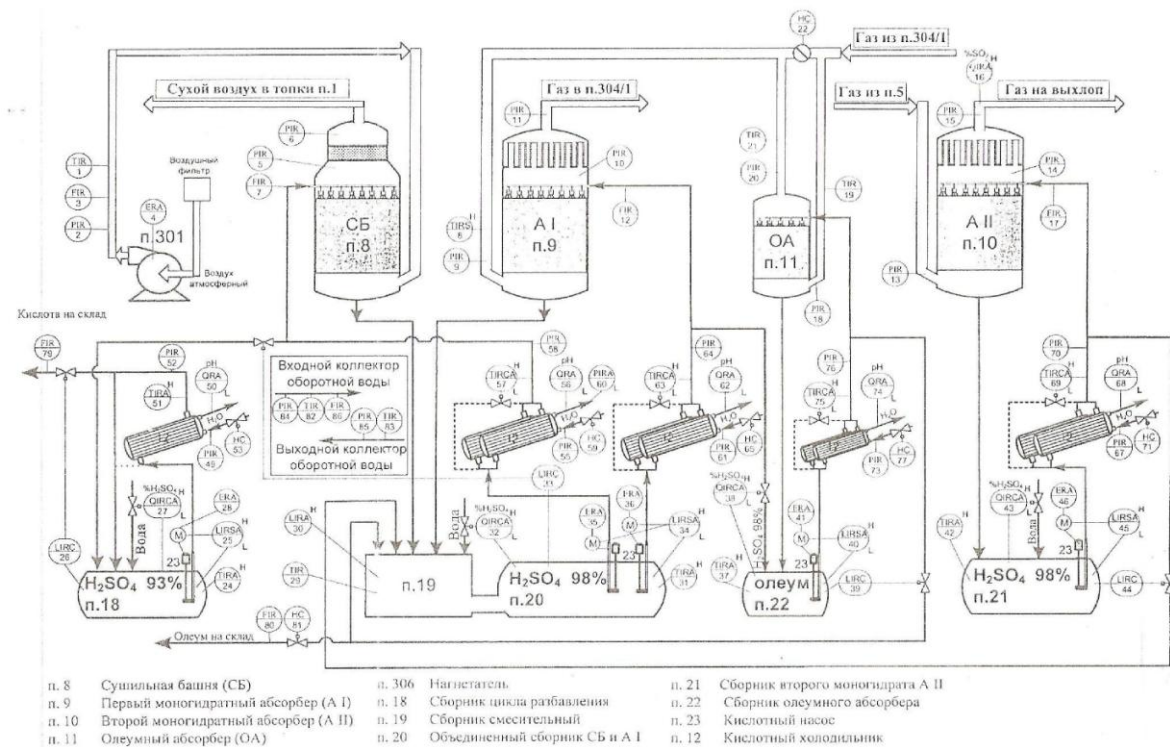


Рисунок 5.1 – Схема автоматизації сушильно-абсорбційного відділення

Принцип роботи даної схеми полягає у наступному [2]. Газ з п.304/1 по газопроводу подається в олеумний абсорбер (ОА) і моногідратний абсорбер (МА) I. Регулювання розподілу газу здійснюється дроселем газоходу з дистанційним керуванням п.22. На вході і виході газу з абсорбера контролюється його тиск і температура п.18–21.

Регулювання рівня у збірнику олеумного абсорбера здійснюється клапаном на трубопроводі передачі олеуму в збірник-змішувач п.19. Також для контролю рівня олеуму передбачена сигналізація. Концентрація олеуму п.38 регулюється зміною подачі моногідрату першого моногідратного абсорбера до збірника олеумного абсорбера. Для контролю температури олеуму в збірнику використовується сигналізація.

При зупинці кислотного насоса циклу зрошення олеумного абсорбера відбувається закриття дроселя подачі газу в ОА, закриття клапана припливу моногідрату в збірник ОА, закриття клапана припливу олеуму до збірника моногідрату.

Охолодження олеуму водою відбувається у двох кожухотрубчастих холодильниках п.1–2. На цій ділянці контролюється тиск води на вході в міжтрубний простір холодильників і активність іонів водню (сигналізація) для контролю забруднення води, що скидається в навколишнє середовище. Також передбачено дистанційне керування засувкою подачі води в холодильники олеумного циклу.

На виході з другого теплообмінника регулюється температура олеуму для зрошення абсорбера за допомогою байпасування. Також контролюється тиск олеуму перед абсорбером.

Для порівняння з даною схемою автоматизації проаналізуємо дві типові схеми автоматизації, наведені в літературних джерелах [2, 20].

Сушильно-абсорбційне відділення (рис. 5.2) складається з чотирьох абсорберів насадкового типу [2], зрошуваних сірчаною кислотою різної концентрації. У перших двох апаратах 1 і 2 (сушильні вежі) з сірчистого газу абсорбується вода, у результаті чого концентрація зрошуваної кислоти зменшується. Для її відновлення в збірники подається більш концентрована кислота: до збірника першої сушильної камери – з другої, а в збірник другої – з моногідратного абсорбера. Надлишок розведеної кислоти з першої сушильної камери є цільовим продуктом. Із виходу другої сушильної камери газ подається в контактне відділення.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

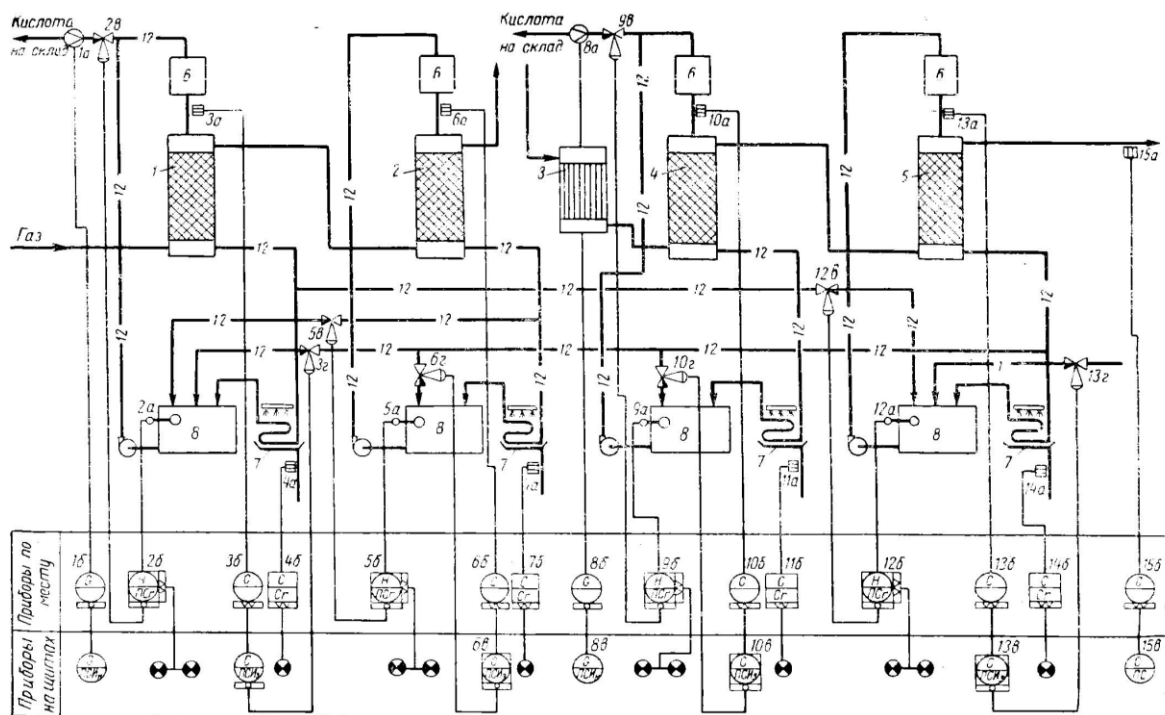


Рисунок 5.2 – Схема сушильно-абсорбційного відділення:

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

Газ, що прореагував, з контактного відділення надходить в теплообмінник 3. У апаратах 4 і 5 з контактного газу абсорбується сірчаний ангідрид, у результаті чого концентрації зрошуваних кислот підвищуються. Вони розбавляються водою, яка подається в збірник моногідратного абсорбера 5, і моногідратом, що подається до збірника олеумного абсорбера 4. Утворений надлишок олеуму і є готовим продуктом.

Ступінь абсорбції і, отже, економічна ефективність процесу в сушильно-абсорбційному відділенні визначається головним чином концентрацією зрошуваних кислот. Для кожної башти існує своє оптимальне значення цієї концентрації, яке необхідно підтримувати з високою точністю. Особливо високі вимоги пред'являються до точності підтримки концентрації зрошуваних кислот у першій сушильній башті і олеумному абсорбері, оскільки вони одночасно є готовими продуктами.

Для регулювання концентрацій зрошуваних кислот застосовуються однакові САР, в яких датчиками служать електрокондуктометричні

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

концентрації (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), установлений на лінії дозування кислоти або води у відповідний збірник. Об'єктом регулювання такого САР є збірник 8 циркуляційної кислоти, трубопровід, що з'єднує його з натискним баком 6, і сам цей бак.

Динамічна характеристика цього об'єкта характеризується запізненням порядку 1,2–2 хвилин і узагальненої постійної часу близько 5 хвилин. Застосування ПІ-регулятора забезпечує точність підтримки концентрації сірчаної кислоти в межах 0,1–0,2 %.

Перерозподіл матеріальних потоків кислоти по циркуляційним контурам вимагає підтримки матеріального балансу кожного із них. У збірниках першої сушильної камери і олеумного абсорбера рівень регулюється шляхом зміни відбору готового продукту (поз. 2а, 2б, 2н і 9а, 9б, 9в). Рівень у збірнику другої сушильної камери регулюється шляхом зміни відбору кислоти на її виході до збірника першої сушильної камери (поз. 5а, 5б, 5е). Рівень у збірнику моногідратного абсорбера регулюється зміною подачі кислоти з першої сушильної камери до цього збірника (поз. 12а, 12б, 12п).

Окрім САР концентрації кислот і рівнів у збірниках, система автоматизації сушильно-абсорбційного відділення включає:

- контроль тиску газу на вході і виході усіх абсорбційних колон (на схемі не показані);
- контроль температури кислот на вході і виході зрошувальних холодильників (на схемі не показані);
- контроль витрати та кількості продукційної кислоти на виході з першої сушильної камери і олеуму на виході з олеумного абсорбера, що відбираються на склад (поз. 1а, 1б, 1в і 8а, 8б, 8в);
- контроль концентрації туману сірчаної кислоти у відпрацьованих газах моногідратного абсорбера (поз. 15а, 15б, 15в), який здійснюється за допомогою туманоміру типу АФТ;

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		60

- контроль і сигналізація кислотності води в піддоні зрошувальних холодильників 7 (поз. 4а, 4б, 7а, 7б, 11а, 11б; 14а, 14б), здійснюваний за допомогою електрокондуктометричних сигналізаторів типу СК-5.

На рис. 5.3 представлена схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією (гази кольорової металургії) [20].

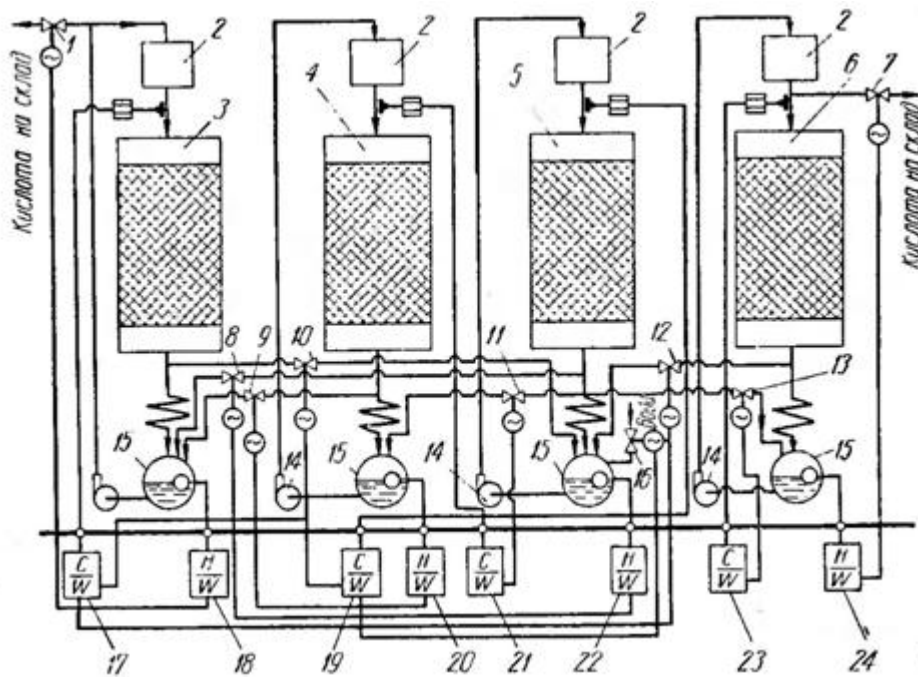


Рисунок 5.3 – Схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією:

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 регулюється автоматично за допомогою регуляторів 17, 19, 21, 23 по імпульсам, що отримуються від концентратомірів КСВ-3, що вимірюють концентрацію рідини, яка надходить на відповідні башти.

Подача моногідрату в збірники регулюється за допомогою клапанів 11 і 13, подача олеуму до збірника моногідратної башти – клапаном 12, кількість сушильної кислоти, що надходить до збірника моногідратної башти – клапаном 10.

Рівень кислоти в збірниках башт 3 і 6 підтримується постійними регуляторами 24 і 18, які по імпульсам від поплавцевих покажчиків клапанами 7 і 1 регулюють кількість відкачуваної кислоти на склад. У збірниках веж 4 і 5 рівень кислоти підтримується регуляторами 20 і 22 і клапанами 8 і 9.

Певний температурний режим в промивному і сушильно-абсорбційному відділеннях підтримується автоматичною зміною подачі води на зрошувальні холодильники за допомогою клапанів, які отримують імпульси від термометрів опору, що вимірюють температуру кислоти.

Проаналізувавши всі варіанти, можна сказати, що в існуючій схемі і схемах, наведених в літературних джерелах, методи контролю та регулювання технологічного процесу схожі між собою, але прилади автоматизації, що використовуються в цих схемах, давно застаріли. Тому, головним завданням є зменшення трудомісткості в обслуговуванні системи і більш якісна робота системи за допомогою сучасних САР.

5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю та технічних засобів автоматизації [21]

Ручне керування – процес трудомісткий і вимагає великих людських ресурсів, тоді як необхідно контролювати найчастіше кілька параметрів в одному апараті. Втрата контролю хоча б за одним параметром неминуче позначиться на якості продукції.

У міру здійснення механізації виробництва скорочується важка фізична праця, зменшується чисельність робітників, безперервно зайнятих у виробництві, збільшується продуктивність і т. д.

Таким чином, вищезгаданий контроль процесу можна автоматизувати.

Автоматизація призводить до поліпшення основних показників ефективності виробництва, збільшення кількості, поліпшенню якості, зниження собівартості продукції, що випускається і підвищення продуктивності праці.

Технологічний режим роботи установки встановлюють таким, щоб отримати необхідну продуктивність установки, якість і вихід одержуваного продукту.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						62
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Система керування виробництвом сірчаної кислоти повинна складатися із наступних взаємопов'язаних контурів регулювання і контролю:

- регулюється витрата вихідної газової суміші і абсорбенту для забезпечення заданої продуктивності установки;
- регулюється тиск вгорі абсорбційної колони для виконання матеріального балансу по газовій фазі;
- регулюється рівень абсорбенту внизу колони для недопущення заливання насадки або повного витікання абсорбенту;
- регулюється вміст SO₃ у газі для досягнення потрібного ступеня закріплення кислоти в апараті;
- регулюється температура кислоти після холодильників для того щоб кислота мала необхідну температуру для проведення процесу;
- регулюється рівень кислоти в об'єднаному збірнику для запобігання його перевантаження;
- контроль тиску і температури газу на вході і виході з абсорбера, тиску в абсорбері для запобігання відхилення цих показників від норм технічних параметрів процесу;
- контролюється кількість кислоти, що потрапляє в збірник для контролю продуктивності апарату;
- контролюється температура кислоти в збірнику, оскільки кислота буде далі використовуватися у якості абсорбенту;
- контролюється концентрація кислоти в трубопроводі, на виході зі збірника, для того, щоб знати якої концентрації абсорбент подається на абсорбцію;
- контролюється температура кислоти після холодильників, до змішування з кислотою зі збірника.

Для забезпечення контролю вищезазначених параметрів та їх регулювання вибираємо наступні технічні засоби автоматизації. Щоб виміряти витрату слід застосовувати витратоміри. Наприклад, PDFM 5.0 – це безконтактний ультразвуковий витратомір із уніфікованим струмовим вихідним сигналом, який коливається

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		63

в діапазоні 4–20 мА. Такі витратоміри можуть бути застосовані для вимірювання як рідинного, так і газового середовища.

Щоб виміряти температуру слід застосовувати термічні перетворювачі з уніфікованим струмовим вихідним сигналом, який також коливається в діапазоні 4–20 мА. Їх основною перевагою є точність вимірювань, простота строю та надійність роботи.

Також важливим показником є якість газових сумішей. Для її визначення слід використовувати аналізатор. Наприклад, GEM-Premier 3000 – це фотометричний аналізатор промислового значення. Його цільовими потоками є сірковмісні.

Щоб визначити якість сірчаної кислоти слід застосовувати концентратометр кондуктометричний марки КК-3.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						64
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

Технологічний процес виробництва сірчаної кислоти передбачає застосування різного роду електричного обладнання. Також сірчаноокислотне виробництво напряму пов'язано зі шкідливими хімічними речовинами. А отже відхилення технологічного режиму від заданих норм може спровокувати порушення техніки безпеки і, як наслідок, нещасні випадки.

1. Комкова сірка (S) – тверда (пиловидна) речовина III класу небезпеки; граничнодопустима концентрація (ГДК) – 6 мг/м³. Тонкоподрібнена сірка схильна до хімічного самозаймання в присутності вологи, при контакті з окислювачами, а також в суміші з вугіллям, жирами, маслами. Сірка утворює вибухові суміші з нітратами, хлоратами і перхлоратами. Самозаймається при контакті з хлорним вапном. Засоби гасіння: розпорошена вода, повітряно-механічна піна. Пил сірки відноситься до розряду вибухонебезпечних, але для вибуху необхідна досить висока концентрація пилу – десь близько 20 г/м³ (20000 мг/м³). Пари утворюють з повітрям вибухову суміш. Горіння сірки протікає тільки в розплавленому стані аналогічно горінню рідин. Верхній шар палаючої сірки кипить, створюючи пари, які утворюють полум'я заввишки до 5 см. Температура полум'я при горінні сірки становить 1820°C. Оскільки повітря за об'ємом складається приблизно із 21 % кисню і 79 % азоту, і при горінні сірки з одного об'єму кисню виходить один об'єм SO₂, то максимальний теоретично можливий вміст SO₂ у газовій суміші складає 21 %. На практиці горіння відбувається із деяким надлишком повітря, і об'ємний вміст SO₂ у газовій суміші менше теоретично можливого, складаючи зазвичай 14–15 %. Виявлення горіння сірки пожежною автоматикою є важкою проблемою. Полум'я складно виявити людським оком або відеокамерою, спектр блакитного полум'я лежить в основному в ультрафіолетовому діапазоні. Тепловидіння при пожежі призводить до температури нижче, ніж при пожежах інших поширених пожежонебезпечних речовин. Для виявлення горіння тепловим сповіщувачем необхідно розміщувати його безпосередньо близько до сірки. Полум'я сірки не випромінює в інфрачервоному діапазоні. Таким чином воно не буде виявлено поширеними інфрачервоними сповіщувачами. Ними будуть виявлятися лише вторинні

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		65

загоряння. Полум'я сірки не виділяє парів води. Таким чином детектори ультрафіолетових сповіщувачів полум'я, що використовують з'єднання нікелю, не працюватимуть. Для ефективного виявлення полум'я рекомендується використовувати ультрафіолетові сповіщувачі з детекторами на основі молібдену. Вони мають спектральний діапазон чутливості 1850–2650 ангстрем, який підходить для виявлення горіння сірки. Для виконання вимог пожежної безпеки на складах сірки необхідно:

- конструкції і технологічне устаткування повинні регулярно очищатися від пилу;
- приміщення складу повинно постійно провітрюватися природною вентиляцією при відкритих дверях;
- дроблення грудок сірки на решітці бункера повинно проводитися дерев'яними кувалдами або інструментом із неіскристого матеріалу;
- конвеєри для подачі сірки у виробничі приміщення повинні бути забезпечені металошукачами;
- у місцях зберігання і застосування сірки необхідно передбачати пристрої (бортики, пороги з пандусом і т. п.), що забезпечують в аварійній ситуації запобігання розтікання розплаву сірки за межі приміщення або відкритого майданчика.

На складі сірки забороняється:

- виробництво всіх видів робіт із застосуванням відкритого вогню;
- складувати і зберігати промаслені ганчір'я;
- при ремонті застосовувати інструмент з іскродаючого матеріалу.

При попаданні пилу сірки в організм людини можливо запалення слизових оболонок очей і верхніх дихальних шляхів, захворювання шлунково-кишкового тракту, а також роздратування шкіри. Виробничі приміщення та лабораторії, в яких проводиться робота з технічною сіркою, повинні бути обладнані припливно-витяжною механічною вентиляцією, що забезпечує дотримання гранично допустимих концентрацій шкідливих речовин в повітрі робочої зони.

2. Рідка сірка (S) – речовина III класу небезпеки. Рідка сірка токсична, при зливанні, наливанні і зберіганні утворюються пари органічних речовин, пари сірки і сірководню, які можуть бути причиною отруєння.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		66

3. Сірководень (H_2S) – пароподібна речовина III класу небезпеки; ГДК – 10 мг/м³. Сірководень – отруйний і горючий, а також вибухонебезпечний газ в суміші з киснем і повітрям. При вдиханні повітря, забрудненого сірководнем, з'являються нудота, запаморочення і головний біль. Висока концентрація сірководню викликає блювоту і задуху, можливий смертельний результат. При отруєнні сірководнем потерпілого необхідно винести на свіже повітря і викликати лікаря.

4. Сода кальцинована (Na_2CO_3) – тверда (пиловидна) речовина III класу небезпеки; ГДК – 2,0 мг/м³. Вдихання пилу викликає подразнення дихальних шляхів, кон'юнктивіт, шлунково-кишкові захворювання, а також поява виразок на слизовій оболонці носа. При тривалій роботі з розчинами соди, особливо гарячими, можливі екземи.

5. Сірчистий ангідрид (SO_2) – пароподібна речовина III класу небезпеки; ГДК – 10 мг/м³. Безбарвний газ із різким запахом сірки. Щільність по відношенню до повітря 2,264 г/л. Дратує переважно верхні, а при більш сильному дії нижні дихальні шляхи. Межа сприйняття запаху 0,006 мг/л, масова частка SO_2 у газі, який викликає безпосередньо подразнення очей – 0,05 мг/л; подразнення в горлі – 0,02–0,03 мг/л, кашель – 0,005 мг/л. Тривале вдихання повітря, в якому концентрація сірчистого ангідриду перевищує гранично допустиму, викликає хронічні запальні процеси дихальних шляхів, шлунка, кон'юнктивіт очей, а також руйнування зубів. При вмісті SO_2 у повітрі вище 60 мг/м³ спостерігаються набряки легенів. Дуже високі концентрації призводять до задишки, кашлю, синюшності слизових оболонок шкіри і до втрати свідомості. При аварійному виділенні сірчистого ангідриду необхідно надіти фільтруючий протигаз. У разі отруєння сірчистим ангідридом треба негайно винести потерпілого на свіже повітря, напоїти слабким розчином соди, а при сильних отруєннях необхідно проводити штучне дихання і одночасно викликати лікаря.

6. Сірчаний ангідрид (SO_3) – пароподібна речовина II класу небезпеки; ГДК – 1 мг/м³. Безбарвний газ, який на повітрі миттєво вступає в реакцію з парами води, при цьому утворюється туман з висячих крапель сірчаної кислоти. Дратує і припікає слизові оболонки верхніх дихальних шляхів, викликає сильний кашель і

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		67

може привести до запалення верхніх дихальних шляхів. Захист органів дихання і очей від сірчистого ангідриду забезпечують промислові фільтруючі протигази марки В (коробка пофарбована в жовтий колір), Е (чорний), БКФ і МКФ (захисний), респіратори протигазові РПГ-67-В і універсальні РУ-60М-В, РУ -60МУ-В, а також цивільні протигази ГП-5, ГП-7 і дитячі.

7. Аміачна вода (розчин синтетичного аміаку в воді, NH_3 , що не менше 25 %) – рідина IV класу небезпеки; ГДК – 20 мг/м^3 . Безбарвна прозора рідина із гострим запахом. При попаданні на тіло викликає почервоніння, при попаданні в очі може викликати повну втрату зору, при потоках аміачної води створюється значна загазованість території аміаком. Аміак – це токсична речовина, подразнює слизові оболонки, високі концентрації викликають сильне сльозовиділення і біль в очах, удушення, сильний кашель, запаморочення, біль у шлунку.

8. Сірчана кислота (H_2SO_4) – рідка речовина I класу небезпеки; ГДК – 1 мг/м^3 . Пари кислоти токсичні. Потрапляючи на тіло кислота викликає сильні опіки, при великій поверхні ураження можливий смертельний кінець, при попаданні в очі можлива повна втрата зору.

Для уникнення і усунення небезпек необхідно дотримуватися таких правил:

- усі працівники повинні бути повністю забезпечені спецодягом, який відповідає нормам, захисним обладнанням (захисні окуляри, гумові рукавички, протигази);
- на усіх фланцевих з'єднаннях повинні бути фланцеві кожухи;
- усі рухомі частини обладнання, які обслуговують майданчики і переходи, повинні мати огорожу, сходинок – перила;
- забороняється ремонт обладнання на ходу;
- огляд кислотопроводів, а також апаратів і збірників із кислотою необхідно виконувати в захисних окулярах і гумових рукавичках;
- при виділенні шкідливих газів в приміщення необхідно одягнути протигаз;
- здача обладнання в ремонт і прийом його з ремонту проводиться відповідно до інструкції;
- пуск обладнання проводиться тільки з дозволу майстра зміни;

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

– забороняється пуск в експлуатацію устаткування без огорожі, контрольно-вимірювальних приладів, які забезпечують безпеку його обслуговування.

Правила пожежної безпеки

- 1) точне виконання «Правил пожежної безпеки при експлуатації підприємств хімічної промисловості»;
- 2) всі виробничі, складські та інші допоміжні приміщення повинні бути забезпечені засобами пожежогасіння та пожежним інвентарем;
- 3) використання пожежного інвентарю та обладнання не за призначенням забороняється;
- 4) щоб уникнути виникнення пожежі не допускається зберігання в цеху горючих матеріалів, забороняється використання відкритого вогню без спеціального наряд-допуску;
- 5) зварювальні, паяльні та інші вогняні роботи повинні виконуватися відповідно до «Типова інструкція з організації проведення вогневих робіт на вибухонебезпечних і вибухопожежонебезпечних об'єктах» і «Правилами пожежної безпеки при проведенні зварювальних і інших робіт на об'єктах народного господарства» і оформлятися відповідними документами;
- 6) забороняється зберігання горючих матеріалів, обтирального ганчір'я, паперу поруч із джерелом тепла;
- 7) забороняється захаращувати робочі місця і доступ до засобів пожежогасіння.

У виробництві сірчаної кислоти користуються такими засобами захисту:

- фільтруючі протигazi марки «В» застосовуються при вмісті кисню в повітрі не менше 18 % і вмісті шкідливих речовин не більше 0,5 %;
- при роботі з аміаком користуються протигазом марки «М» або «КД»;
- ізолюючі шлангові протигazi типу ПШ-1 і ПШ-2 використовують при чистці і ремонті устаткування всередині апаратів;

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		69

– респіратори, які захищають від пилу при збиранні в приміщеннях, відділеннях на території цеху: Росток, Клен П, Пульс М, У2-К; які захищають від парів сірчаної кислоти: «Тополя» з фільтрами марки «В», Клен ДП з фільтрами марки «В»;

– захисні окуляри, гумові чоботи, рукавички обов'язково використовуються при збиранні розливої кислоти і обслуговуванні насосів, засувок, вентилів, при ремонті кислотопроводів.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		70

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. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград : Химия, 1987. – 576 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. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 кн. Кн. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995. – 368 с.
7. Рамм В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – Москва : Химия, 1976. – 656 с.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по курсовому проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва : Химия, 1991. – 272 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.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		71

11. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Ленинград : Машиностроение, 1982. – 384 с.
12. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 кн. Кн. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995. – 400 с.
13. Лащинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.
14. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лащинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.
15. Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – Москва : Машиностроение, 1989. – 640 с.
16. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов вузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михалева М. Ф. – Ленинград : Машиностроение, 1984. – 301 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. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1980. – 312 с.
19. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Ленинград : Химия, 1981. – 368 с.
20. Голубятников В. А. Автоматизация технических процессов в химической промышленности. 2-е изд., перераб. и доп. / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – Москва : Химия, 1985. – 352 с.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		72

21. Дистанційний курс «Автоматизація технологічних процесів» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://do.udhtu.edu.ua/moodle/login/index.php>

22. Свит Т. Ф. Технологическое оборудование производств неорганических веществ : Учебное пособие / Т. Ф. Свит, В. В. Зацепин. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.

23. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Юдина Е. Я., Белова С. В. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Машиностроение, 1983. – 432 с.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						73
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		