

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 олеумний абсорбер

Виконав:

студент групи ХМ.мдн-01п

Степенко Артем Володимирович

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: 76 с., 11 рис., 3 табл., 1 додаток, 23 джерела.

Графічні матеріали: складальне креслення олеумного абсорбера, монтажне креслення ділянки виробництва олеуму, схема автоматизації ділянки виробництва олеуму, складальні креслення вузлів апарату – усього 5 аркушів формату А1.

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

У магістерській роботі обґрунтовано вибір методу та технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти, розглянуто статику і кінетику процесу абсорбції, а також гідродинамічні режими, при яких працюють насадкові абсорбери. Запропонована модернізація олеумного 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: СІРЧАНА КИСЛОТА, ОЛЕУМ, АБСОРБЕР, СІДЛА «ІНТАЛОКС», КОМПОНУВАННЯ, РОЗРАХУНОК, АВТОМАТИЗАЦІЯ, ВЕНТИЛЯЦІЯ.

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	5
РОЗДІЛ 1. ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ	7
1.1 Обґрунтування вибору методу та технологічної схеми виробництва	7
1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції	9
1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів	14
1.4 Обґрунтування модернізації апарату	16
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	20
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	20
2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції	22
2.3 Опис об'єкта дослідження	28
2.4 Технологічні розрахунки	29
2.5 Конструктивні розрахунки апарату	36
2.6 Визначення гідравлічного опору апарата	38
2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	39
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	49
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	49
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	50
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	55
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	55
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	57
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	64
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	64
5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	67

					XI.A.00.00.00 ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Степенко А.В.</i>			Виробництво H₂SO₄ Абсорбер олеумний Пояснювальна записка	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Острога</i>					3	76
<i>Реценз.</i>						СумДУ, ХМ.мдн-01п		
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Затверд.</i>		<i>Склабінський</i>						

РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

69

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

74

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

Виробництво сірчаної кислоти – одне з найважливіших і масштабних виробництв як у хімічній промисловості, так і в народному господарстві. Це визначається тією роллю, яку відіграє сірчана кислота в багатьох галузях народного господарства: у виробництві практично усіх видів мінеральних добрив, які є одними з найбільших споживачів сірчаної кислоти (близько 40 %); у промисловості органічного синтезу (30 %); в якості електроліту майже в усіх процесах електролізу кольорових металів; в нафтовій, текстильній та інших галузях промисловості.

Сірчана кислота є одним із основних продуктів хімічної промисловості і широко застосовується в різних галузях народного господарства. Важко назвати будь-яке виробництво, в якому не вживалася б сірчана кислота. Слід зазначити, що це сама дешева і в той же час найсильніша кислота.

За останні роки процес виробництва сірчаної кислоти було модернізовано і в нього внесені істотні поліпшення. Потужність агрегатів, що застосовуються у виробництві сірчаної кислоти, зросла більш ніж у 30 разів, а саме виробництво – у 5 разів. Із розвитком сільського господарства в країні споживання мінеральних добрив з кожним роком також зростає, що веде до збільшення обсягу виробництва сірчаної кислоти. Масштаби виробництва сірчаної кислоти в усьому світі також зростають. Одночасно із загальним збільшенням обсягу виробництва сірчаної кислоти розширюється асортимент продукції сірчано-кислотних заводів, організовується випуск особливо чистої кислоти, 100 % сірчаного ангідриду, висококонцентрованих олеума та кислоти, а також збільшується виробництво нових продуктів на основі сірчаного ангідриду.

Корінні удосконалення внесені у виробництво контактної сірчаної кислоти. На даний час будуються потужні сірчано-кислотні заводи продуктивністю для однієї системи понад 1000 тонн сірчаної кислоти на добу, оснащені сучасною апаратурою та приладами автоматичного контролю та регулювання технологічного процесу. У якості каталізаторів використовується термічно стійка ванадієва контактна маса у вигляді гранул і кілець, що характеризується зниженою температурою запалювання. Засновані нові більш прості способи очищення обжигового газу і

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

абсорбції сірчаного ангідриду. Розроблено нові схеми виробництва сірчаної кислоти з сірки, сірководню, з відпрацьованих кислот різних виробництв; впроваджуються способи використання сірки топкових та інших газів. Найважливішим завданням кислотної промисловості є безперервне вдосконалення виробництва шляхом використання найновіших досягнень науки і техніки, поширення передового досвіду впровадження нових прийомів і методів роботи.

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

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

РОЗДІЛ 1

ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ

1.1 Обґрунтування вибору методу та технологічної схеми виробництва [2]

При виборі методу виробництва використовують наступні критерії:

- техніко-економічні показники;
- організацію доставки і вивезення готової продукції;
- наявність обладнання для промислової реалізації методу;
- забезпечення заданої потужності і якості продукції;
- дотримання санітарно-гігієнічних умов праці на виробництві;
- питання екології тощо.

Традиційно основними джерелами сировини для виробництва сірчаної кислоти є сірка і залізний (сірчаний) колчедан. Близько половини сірчаної кислоти отримують із сірки, третина – з колчедану. Значне місце у сировинному балансі займають гази кольорової металургії, що містять діоксид сірки.

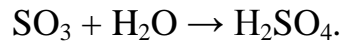
У той же час, відхідні гази є найбільш дешевою сировиною. Також достатньо низькі оптові ціни і на колчедан. Найбільш же дорогою сировиною є сірка. Отже, для того щоб виробництво сірчаної кислоти із сірки було економічно доцільним, повинна бути розроблена схема, де вартість її переробки буде істотно нижче вартості переробки колчедану або газів, що відходять.

Отримання сірчаної кислоти включає декілька етапів. Першим етапом є отримання діоксиду сірки окисленням (випалюванням) сірковмісної сировини (необхідність в цій стадії відпадає при використанні в якості сировини газів, що відходять, оскільки в цьому випадку випал сульфідів є однією зі стадій інших технологічних процесів). Наступний етап – перетворення оксиду сірки (IV) в оксид сірки (VI). Цей окислювальний процес характеризується дуже високим значенням енергії активації, для зниження якої необхідно, як правило, застосування каталізаторів. Залежно від того, як здійснюється процес окислення SO_2 в SO_3 , розрізняють два основні методи отримання сірчаної кислоти.

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

При контактному методі отримання сірчаної кислоти процес окислення SO_2 в SO_3 проводять на твердих каталізаторах.

Триоксид сірки переводять в сірчану кислоту на останній стадії процесу – абсорбції триоксиду сірки, яку спрощено можна представити рівнянням реакції:



При проведенні процесу за нітрозним (баштовим) методом у якості переносника кисню використовують оксиди азоту.

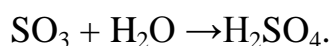
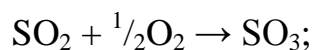
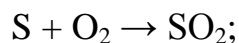
Окислювання діоксиду сірки здійснюється в рідкій фазі і кінцевим продуктом є сірчана кислота:



На даний час в промисловості в основному застосовують контактний метод отримання сірчаної кислоти, що дозволяє використовувати апарати з більшою інтенсивністю.

У даному магістерському проекті використовуємо метод подвійного контактування, оскільки застосування цього методу дозволяє підвищити ступінь конверсії сірчистого ангідриду в порівнянні з одинарним контактуванням з 0,97–0,98 до 0,995–0,999. При такому високому ступені конверсії, в більшості випадків, не потрібна додаткова санітарна очистка вихлопних газів. Це найважливіший фактор у поєднанні з можливістю інтенсифікації виробництва шляхом підвищення концентрації SO_2 в газі, що перероблюється, із 7,0–7,5 до 10–11 об. % при отриманні сірчаної кислоти із сірки.

В основі процесу отримання сірчаної кислоти із сірки лежать наступні хімічні реакції:



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

Процес виробництва сірчаної кислоти із сірки складається з наступних стадій:

- сушка атмосферного повітря в сушильній башті;
- спалювання рідкої сірки в потоці осушеного повітря;
- утилізація надлишкового тепла горіння в котлі-утилізаторі;
- окислення діоксиду сірки в триоксид в контактному відділенні з утилізацією частини тепла, що виділяється, в економайзерах і пароперегрівачах;
- абсорбція триоксиду сірки в насадкових абсорберах з отриманням сірчаної кислоти і олеуму;
- викид відпрацьованого газу в атмосферу через існуючу вихлопну трубу;
- прийом, зберігання і відвантаження продукційної сірчаної кислоти і олеуму зі складу споживачеві.

1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції [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**.

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 *a*) 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.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						9
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

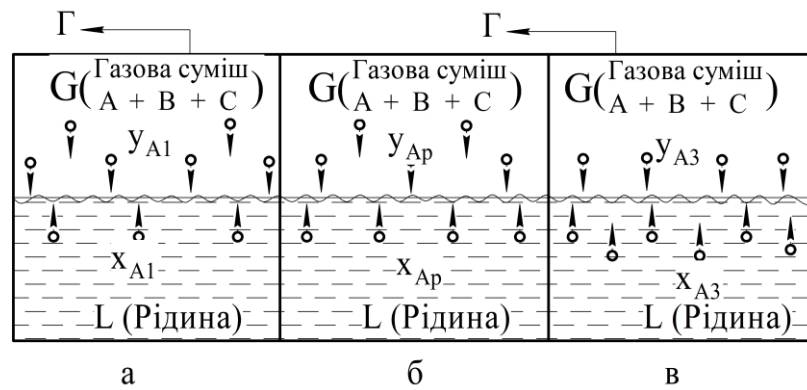


Рисунок 1.1 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:
a – масопередача речовини з газової фази в рідку (абсорбція); *б* – динамічна рівновага в системі; *в* – масопередача речовини з рідкої фази в газу (десорбція)

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

$$C = K - \Phi + 2, \tag{1.1}$$

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 багатоконпонентна 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:

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

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:

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

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

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 $X_A \approx x_A$ 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

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

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 рідину (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:

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

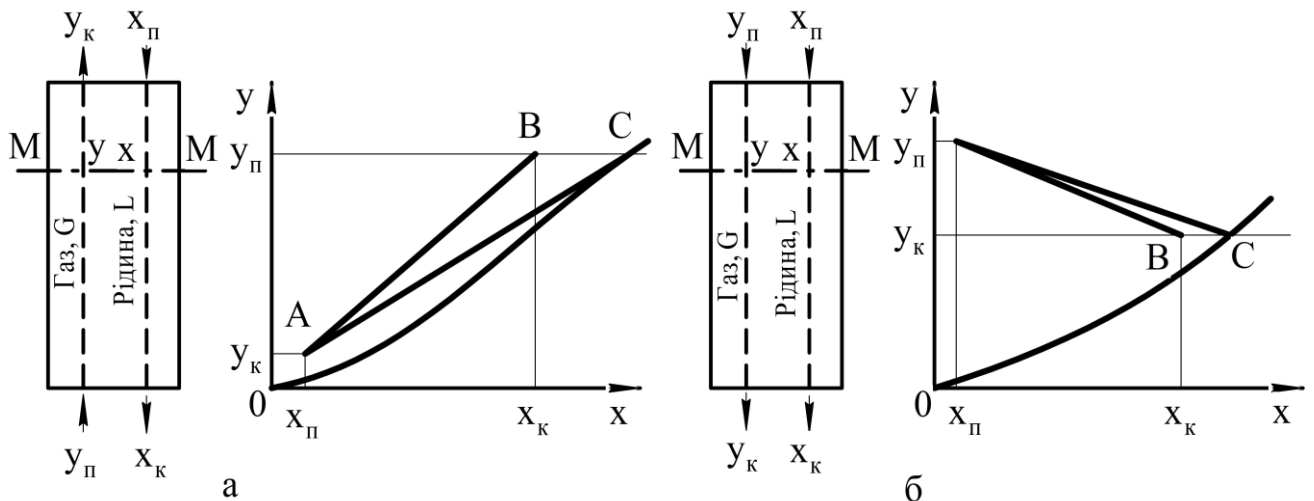


Рисунок 1.2 – Схема матеріального балансу та Y - X -діаграма:

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

Звідси визначають загальну й питому витрату абсорбенту:

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

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

Для довільного перерізу протитечійного абсорбера $M - M$ (рис. 1.3, а) рівняння матеріального балансу має вигляд

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

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

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 .

1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів [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:

- 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.

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

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

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

Третій режим – *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

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

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, $w_2 \leq 0,45 \cdot w_{inv}$;

– 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, $0,45 \cdot w_{inv} \leq w_2 \leq 0,85 \cdot w_{inv}$;

– 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, $0,85 \cdot w_{inv} \leq w_2 \leq w_{inv}$.

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:

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

1.4 Обґрунтування модернізації апарату

Ефективна робота насадкових абсорберів багато в чому визначається повнотою змочуваності усієї насадки апарату і рівномірним розподілом газу та рідини в кожному поперечному перерізі насадки. Часто основним засобом підвищення ефективності роботи насадкових колон є заміна зрошувального пристрою або зміна режиму його роботи. Правильна організація зрошення насадкових колон і, зокрема, олеумних абсорберів можлива тільки при обліку ряду вимог, що пред'являються до способу розподілу рідини і до самої конструкції зрошувального пристрою. У багатьох дослідженнях відзначається вирішальний вплив роботи пристрою, що розподіляє рідину, на ефективність застосування насадкових колон [2].

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

Для оцінювання зрошувальних пристроїв недостатньо порівнювати їх тільки за повнотою змочуваності насадки і рівномірністю розподілу рідини. Необхідно також враховувати складність виготовлення, монтажу і ремонту, а також можливість зниження витрат енергії на подачу рідини до зрошувача і мінімальне бризгоунесення.

У базовому варіанті для розподілення сірчаної кислоти по поверхні насадки використовуються розподільні жолоби. Істотними недоліками таких пристроїв є:

- висока чутливість до негоризонтальної установки, що ускладнює умови монтажу і експлуатації зрошувача, особливо в абсорберах великого діаметра;
- для забезпечення рівномірного зрошення рівень рідини по всій довжині жолоба повинен бути однаковим, що дуже складно домогтися при великій витраті абсорбенту;
- дорожнеча цього виду зрошувача через великі матеріалозатрати.

Тому для розподілення рідини по поверхні торця насадки застосуємо зрошувальні плити з патрубками переливної дії (рис. 1.3). Для розподілу сірчаної кислоти по всьому перетину зрошувальної плити використовуємо розподільний пристрій типу «павук» (рис. 1.4).

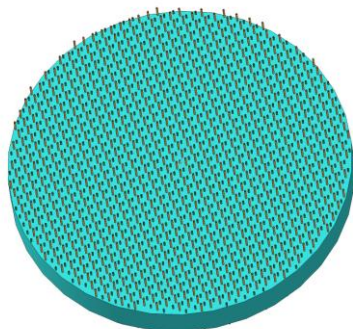


Рисунок 1.3 – Розподільна плита

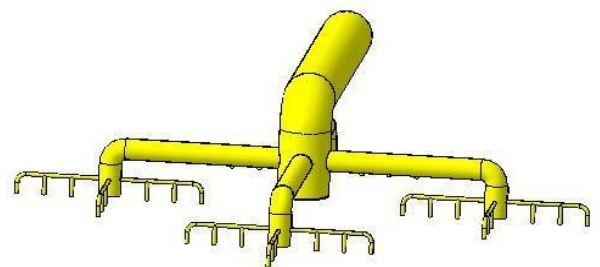


Рисунок 1.4 – Розподільний пристрій типу «павук»

При роботі плит з патрубками переливної дії легко здійснити роздачу всієї зрошуваної кислоти по досить великому числу точок змочування торця насадки, оскільки робочий напір перед порогами прорізів патрубків цих плит дуже невеликий і зазвичай не перевищує 15–20 мм. Відповідно, витрата рідини в точці зрошення виявляється невисокою, а загальне число точок зрошення досить великим.

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		17

Однак, патрубкі переливного типу недостатньо досконалі з точки зору запобігання унесення бризок із апарату: у цих патрубках відбувається підхоплення газом струменів, що переливаються через пороги, а повністю залиті кислотою патрубкі генерують бризки в місці удару струменів, що з них випливають, об кільця насадки.

Використовуючи патрубкі, забезпечені у верхній частині заглушкою і бічним отвором для забору рідини, можна реалізувати позитивні особливості роботи зрошувальних плит, а також ліквідувати характерні для них недоліки. Дійсно, застосування патрубків нової конструкції забезпечує виконання наступних умов:

- роздільний рух газу і рідини через зрошувальний пристрій;
- подача рідини (через боковий забірний отвір патрубка) при малому робочому напорі перед цим отвором;
- плівковий перебіг рідини по внутрішній стінці патрубка.

Такий комплекс особливостей патрубка дозволяє здійснити роботу зрошувальної плити без розбрикування кислоти по поверхні торця насадки, при цьому одночасно вдається реалізувати розподіл рідини по досить щільній рівномірній сітці точок зрошення, як при високих, так і при знижених витратах зрошуваної кислоти.

Також необхідно відзначити, що зрошувальні плити такої конструкції малочутливі до негоризонтальної їх установки, що є важливою перевагою і набагато спрощує умови монтажу і експлуатації зрошувача, особливо в абсорбері великого діаметру.

Ще однією перевагою зрошувальних плит є малочутливість до зміни витрати зрошувальної рідини. Вони можуть ефективно експлуатуватися навіть тоді, коли потрібно вдатися до підвищеної щільності зрошення в апараті, не порушуючи при цьому рівномірності розподілу рідини і не викликаючи підвищеного бризгоутворення та бризгоунесення.

Застосування зрошувальної плити робить позитивний вплив на ряд чинників даного процесу, в тому числі на підвищення повноти уловлювання газів завдяки більш рівномірному розподілу рідини, зменшення бризгоунесення, зниження гід-

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

равлічного опору абсорбера, проведення надійного зрошення колони, як при підвищеному, так і при зниженому витратах рідини.

Також ефективність процесу абсорбції багато в чому залежить від вибору насадки. У базовому варіанті в якості насадки використовувалися кільця Рашига. У проєктованому абсорбері застосуємо керамічну кислототривку насадку – перфоровані сідла «Інталокс». Вибраний тип насадки має ряд істотних переваг у порівнянні з кільцями Рашига:

- забезпечується значне зменшення гідравлічного опору;
- збільшується обсяг газу, що проходить через насадку колони;
- збільшується поверхня контакту рідини і газу, та, відповідно, ефект газообміну (до 30 %);
- наявність додаткових вирізів на бічних гранях насадки забезпечує додаткові точки стикання (контакту з кислотою).

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

РОЗДІЛ 2

ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

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

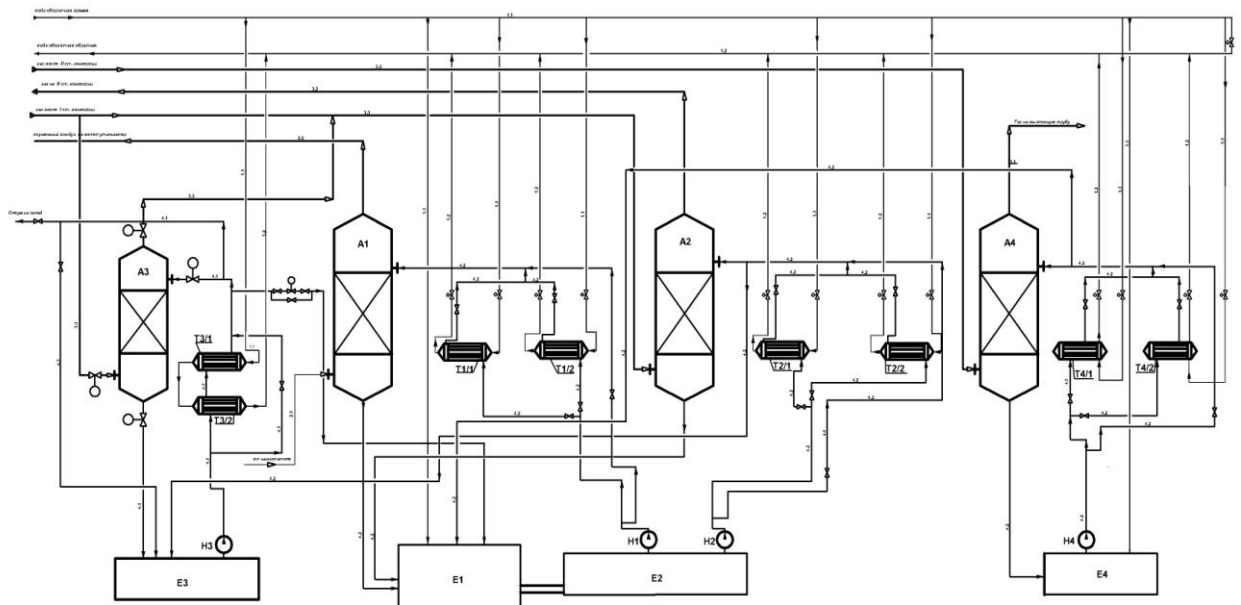


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти

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-

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

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 зрошуваного 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.
						21
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.
						22
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, м²/с.

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.
						23
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.
						24
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.
						27
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 сепараційного 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

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

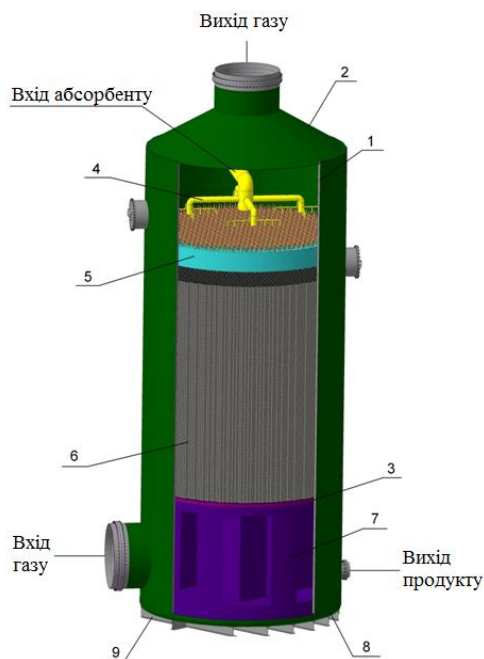


Рисунок 2.2 – Модель олеумного абсорбера: 1 – сталеві обичайки; 2 – кришка; 3 – колосникова решітка; 4 – «павук»; 5 – розподільна плита; 6 – шар насадки; 7 – опора колосникових ґрат; 8 – днище апарату; 9 – опора апарату

Усередині апарат футерований корозійно-стійкими матеріалами; футерування нижньої частини виконана разом з арками, які закінчуються ґратами під насадку. Над насадкою 6 розташована розподільна система, яка складається з розподільної плити 5 і «павуків» 4. Корпус апарату захищений від корозії корозійно-стійкими матеріалами. Також абсорбер забезпечений штуцерами і люками технологічного призначення.

Із контактного апарату газ надходить в ангідридний холодильник, а потім в олеумний абсорбер. Газоходи до олеумного абсорберу і після нього футеруються. Цикл олеумного абсорбера включає абсорбер олеумний, збірник циркуляційний, два холодильника кожухотрубчастих з послідовним підключенням по протитечійній схемі руху середовищ.

Абсорбер олеумний зрошується олеумом з 20 % вільного SO_3 . Газ надходить в апарат через штуцер у підколосниковому просторі і відводиться зверху через штуцер у кришці. Кислоту подають на зрошення через розподільний пристрій типу «павук» на розподільну плиту для рівномірного розподілу зрошення по усьому поперечному перерізу абсорбера. Кислота стікає по насадці у вигляді плівки. Зіткнення газу з кислотою відбувається, головним чином, на змоченій поверхні насадки, покритої поточною плівкою. Відводиться кислота знизу апарату. У результаті абсорбції SO_3 відбувається закріплення концентрації зрошуваного олеуму. Поглинаючи сірчаний ангідрид, олеум нагрівається за рахунок тепла реакції утворення H_2SO_4 . Гарячий концентрований олеум витікає із абсорбера в збірник.

2.4 Технологічні розрахунки

Витрата циркулюючої кислоти:

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

де L_c – продуктивність абсорбера (олеум на склад); $L_c = 43379$ кг/год;

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

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

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

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

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

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

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

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

$$\bar{X}_H = \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_H}{(1-x_H)} = \frac{80 \cdot 0,2}{98 \cdot (1-0,2)} = 0,204 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4$$

$$\bar{X}_K = \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_K}{(1-x_K)} = \frac{80 \cdot 0,215}{98 \cdot (1-0,215)} = 0,223 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4$$

$$\bar{Y}_H = \frac{M_{SO_3}}{M_g} \cdot \frac{y_H}{(1-y_H)} = \frac{80 \cdot 0,1181}{34,6} = 0,273 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу}$$

$$\bar{Y}_K = \frac{M_{SO_3}}{M_g} \cdot \frac{y_K}{(1-y_K)} = \frac{80 \cdot 0,026}{34,6} = 0,06 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу},$$

де x_H – початковий вміст SO_3 у абсорбенті; $x_H = 0,2$ (20 % вільн. SO_3);

x_K – кінцевий вміст SO_3 у продукті; $x_K = 0,215$ (21,5 % вільн. SO_3);

y_H – початковий вміст SO_3 у газі; $y_H = 11,81$ % об.;

y_K – кінцевий вміст SO_3 у газі; $y_K = 2,6$ % об.

Витрата газу:

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Молярна маса:

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

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

Таблиця 2.1 – Молярна маса і вміст компонентів у газі

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

Густина газу:

$$\rho_2 = \frac{M_2}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{34,6 \cdot 273 \cdot 0,117}{22,4 \cdot 443 \cdot 0,1} = 1,11 \text{ кг/м}^3, \quad (2.25)$$

Об'ємна витрата газу дорівнює:

$$V = \frac{G}{\rho_2} = \frac{77390}{1,11} = 69720 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.26)$$

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

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

Розв'язуючи це рівняння, отримаємо $\omega_{np} = 1,2$ м/с. Робочу швидкість приймаємо рівною $\omega = \omega_{np} \cdot 0,85 = 1,2 \cdot 0,85 = 1,02$ м/с.

Діаметр абсорбера знаходимо з рівняння витрати:

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

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

Щільність зрошення розраховуємо за формулою:

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

де S – щільність поперечного перерізу абсорбера, м².

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

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

Підставимо і отримаємо:

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

Мінімальна ефективна щільність зрошення [2]:

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

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

Підставимо і отримаємо:

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

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

Кількість поглиненого SO_3 :

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

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; $t_n^r = 170^\circ\text{C}$;

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

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

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

Теплота розчинення SO_3 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].

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

Загальна кількість тепла, яке виділяється:

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

Нагрівання олеуму:

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

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

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

При початковій температурі олеуму 55°C його кінцева температура буде дорівнювати 73°C .

Рівноважний тиск SO_3 над олеумом, що надходить (20 % вільн. SO_3 , 55°C), складає $P_2^*=0,013$ бар = 1300 Па, а над олеумом, що уходить (21,5 % вільн. SO_3 ,

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

73°C), $P_1^*=0,041$ бар = 4100 Па. Парціальний тиск SO_3 (при загальному тиску $P=1,17$ бар = 117000 Па) у газі, що надходить $P_1=0,138$ бар = 13800 Па, у газі, що уходить $P_2=0,03$ бар = 3000 Па.

Рушійна сила:

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

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

Середня рушійна сила:

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

Ефективна поверхня контакту [2]:

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

де P і q – коефіцієнти, що залежать від типу насадки;

γ – коефіцієнт погіршення.

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

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

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

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

Коефіцієнт масовіддачі знаходимо з рівняння [2]:

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

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

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

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

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

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

2.5 Конструктивні розрахунки апарату

Об'єм насадки:

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

Висота насадки:

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

Визначаємо діаметр патрубку для введення вихідної газової суміші:

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

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

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

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

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

Визначаємо діаметр патрубку для введення рідини:

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

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

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

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

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера складе:

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

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

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера:

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

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

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

Загальна геометрична висота абсорбера:

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

2.6 Визначення гідравлічного опору апарата

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:

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

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

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

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

Гідравлічний опір сухої насадки визначимо за рівнянням:

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

де ω_0 – швидкість газу у вільному перерізі насадки:

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

λ – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

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

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

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

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

Тоді:

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

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

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

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

2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

Виконаємо підбір вентилятора, який використовується для подачі газу для абсорбції за методикою [12]. Газ подається в нижню частину абсорбера. Робоча витрата газу $19,4 \text{ м}^3/\text{с}$, температура газу 170°C , тиск $0,117 \text{ МПа}$.

Приймаємо швидкість газу в трубопроводі $\omega = 10 \text{ м/с}$. Тоді внутрішній діаметр трубопроводу знайдемо за формулою:

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

Підставимо і отримаємо:

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

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

Вибираємо сталеву трубу зовнішнім діаметром 1620 мм, товщиною 10 мм. Внутрішній діаметр труби $d = 1,6$ м. Фактичну швидкість води в трубі знайдемо:

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

Підставимо і отримаємо:

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

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

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

де $\mu = 0,021 \cdot 10^{-3}$ Па·с – в'язкість газу при температурі 170°C [2];
 $\rho = 1,11$ м³/с – густина газу.

Підставимо і отримаємо:

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

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

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

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

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

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

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

Підставами і отримаємо:

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

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:

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

Гідравлічний опір трубопроводу знайдемо за формулою:

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

де $l = 6$ м – довжина трубопроводу.

Знайдемо гідравлічний опір трубопроводу:

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

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

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

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

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

$\Delta p_{\text{ап}}$ – опір апарату, Па;

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

Опір апарату:

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

Втрати напору по висоті:

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

Підставимо і отримаємо:

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

Корисна потужність вентилятору:

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

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

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

Підставимо і отримаємо:

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

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

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

Далі підберемо насос для перекачування рідини при температурі $t = 70^\circ\text{C}$ із ємності в апарат, що працює під надлишковим тиском [12]. Витрата рідини $G = 241 \text{ кг/с}$. Оскільки насос стоїть на одному рівні з ємністю, то враховуємо тільки нагнітальну лінію. На лінії нагнітання є два відведення під кутом 90° і 2 нормальних вентиля.

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

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

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

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

при $\rho = 1870 \text{ кг/м}^3$.

Підставимо і отримаємо:

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

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

Фактична швидкість води в трубі:

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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						43
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Припускаємо, що корозія трубопроводу незначна.

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

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

при $\mu = 11 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Тобто режим течії рідини по трубопроводу – турбулентний.

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

Тоді:

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

Далі отримаємо:

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

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

Таким чином, в трубопроводі має місце змішане тертя:

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

Далі визначаємо суму коефіцієнтів місцевих опорів.

Для нагнітальної лінії:

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

Сума коефіцієнтів місцевих опорів у нагнітальній лінії:

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

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

Втрачений натиск на нагнітальній лінії за формулою:

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

Підставимо і отримаємо:

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

Таким чином, загальні втрати напору $h_n = 1,9$ м.

Знаходимо необхідний напір насосу за формулою:

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

Підставимо і отримаємо:

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

Такий напір при заданій продуктивності забезпечується одноступінчастими відцентровими насосами. Із огляду на широке поширення цих насосів у промисловості через досить високий к.к.д., компактності та зручності комбінування з електродвигунами, вибираємо для подальшого розгляду саме ці насоси.

Корисна потужність насоса:

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

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

Підставами і отримаємо:

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

Заданим витраті і напору найбільш відповідає відцентровий насос марки Х500/25, для якого при оптимальних умовах роботи $Q = 1,5 \cdot 10^{-1} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 19 \text{ м}$, $\eta_n = 0,8$. Насос забезпечений двигуном АО2-91-6 номінальною потужністю $N_n = 55 \text{ кВт}$, $\eta_{\text{дв}} = 0,92$. Частота обертання валу $n = 16 \text{ с}^{-1}$.

Олеум у кількості $G = 241 \text{ кг/с}$ 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:

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

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

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

Визначимо кількість води необхідної для охолодження:

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

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

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

Середньологарифмічна різниця температур теплоносіїв:

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

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_{\bar{o}} - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{o}}}{\Delta t_M}}, \quad (2.66)$$

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

Підставивши величини у формулу, отримуємо:

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

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

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

Підставивши величини у формулу, отримуємо:

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

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

Орієнтовне значення поверхні складе:

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

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

Підставимо і отримаємо:

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

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 88,6.

Відповідну поправку для середньої різниці температур визначимо за [12]:

$$P = \frac{30 - 20}{70 - 20} = 0,2; R = \frac{70 - 55}{30 - 20} = 1,5$$
$$\varepsilon_{vt} = 0,98; \Delta t_{cp} = 37 \cdot 0,98 = 36^\circ\text{C}$$

Тоді:

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

Із таблиці [12] випливає, що з обраного ряду найбільше підходить теплообмінник з трубами довжиною $L=6,0$ м і номінальною поверхнею $F=190,0 \text{ м}^2$, діаметром кожуха $D = 800$ мм, $d_{mp}=25 \times 2$ мм, $S=0,020 \text{ м}^2$, $n=404$ шт., $z=4$ мають співвідношення $n/z=101$.

Знайдемо запас поверхні:

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

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

РОЗДІЛ 3

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13–15]

Матеріали для виготовлення хімічних апаратів і машин потрібно вибирати відповідно до специфіки їх експлуатації, враховуючи при цьому можливу зміну вихідних фізико-хімічних властивостей матеріалів під впливом робочого середовища, температури і хіміко-технологічних процесів. При виборі матеріалів для апаратури необхідно керуватися галузевим стандартом ОСТ 26-291-94.

Вибір матеріалу необхідно починати з уточнення робочих умов: температури, тиску, концентрації оброблюваного середовища, щоб при низькій вартості і недефіцитних матеріалів забезпечити ефективну технологію виготовлення елемента. Головною ж вимогою для матеріалів хімічних апаратів в більшості випадків є їх корозійна стійкість, оскільки вона визначає довговічність хімічного обладнання.

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

У сірчаноокислотному 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. Насадка виготовляється з кислототривкої кераміки.

Для частин, що не мають контакту з кислотою, приймаємо наступні матеріали:

- для болтів, гайок і шайб використовуємо Сталь 35;

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

- для опори апарату використовуємо сталь Ст. 3сп;
- для обтюрації використовуємо пароніт.

Висока агресивність сірчаної кислоти по відношенню до чистих металів, сталей і сплавів вимагає застосування для апаратурного оформлення сірчано-кислотного виробництва полімерних матеріалів, кислототривких в'язучих на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, матеріалів на основі каучуків та інших [2].

Тому сталевий корпус абсорбера футеруємо кислототривкою цеглою на силікатній замазці. У якості підшару застосовуємо азбест [2].

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

Матеріал обичайки – 12Х18Н10Т.

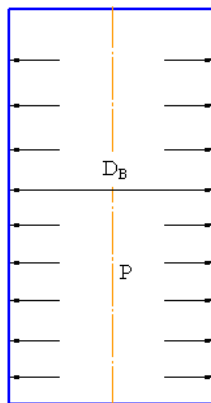


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

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

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

де P_p – розрахунковий тиск, МПа;

P_n – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

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

φ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

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

$$[\sigma]^{170} = 145 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

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

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

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

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

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

Виконавча товщина стінки циліндричної обичайки:

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

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

C_2 – прибавка на ерозію;

C_3 – технологічна прибавка;

C_4 – прибавка на мінусовій допуск.

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

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

Тоді:

$$S = 7,2 + 1,45 = 8,65 \text{ мм.}$$

За рекомендаціями [15] виконавчу товщину стінки приймаємо рівною $S=10$ мм.

Визначимо товщину днища апарата:

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

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

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

Коефіцієнт ослаблення K_o розраховуємо за рівнянням [15]:

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

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

Виконавча товщина стінки плоского днища:

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

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

Приймаємо $S_n = 10 \text{ мм.}$

Визначимо товщину кришки апарата:

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

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

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

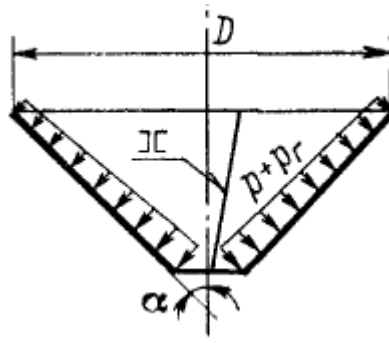


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема конічної кришки

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

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

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

Приймаємо $S_{\kappa} = 10 \text{ мм.}$

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

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання [17]

При розміщенні обладнання необхідно враховувати наступні технологічні вимоги [17]: зручність обслуговування обладнання і можливість демонтажу апаратів та їх деталей при ремонті; забезпечення максимально коротких трубопроводів між апаратами при необхідності самопливу; забезпечення нормальних умов обслуговуючого персоналу; безаварійна робота обладнання; кліматичні умови і умови експлуатації обладнання. При цьому слід дотримуватись будівельних норм та норм із техніки безпеки і охорони праці.

Згідно [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 з урахуванням його масопотоків (газових, рідинних), мас і габаритних розмірів різних типів обладнання, специфіки технологічного обладнання (вибухо- і пожежонебезпека, токсичність, нечутливість до умов навколишнього середовища).

Компоновання основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усєї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним.

Холодильники розташовуємо позаду абсорбційної колони, а збірник кислоти – зліва. Місце їх установки вибираємо з урахуванням мінімальної протяжності труб від апаратів, зручностей очищення і заміни теплообмінних труб.

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

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

Для забезпечення самопливу продуктів за технологічною схемою необхідно суворо дотримуватися норм розміщення обладнання по висотним позначкам. Взаємне розташування колон із 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.

Вище другого поверху встановлюються спеціальні 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 траса трубопроводів і розміщення нерухомих кріплень повинні забезпечувати достатню гнучкість, щоб напруги самокомпенсації, а також сили і моменти, що передаються трубопроводами на обладнання, не перевищували допустимих значень.

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;

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

- 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 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 обв'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 обв'язка і металоконструкції, що піднімаються разом з апаратом, повинні бути жорстко з'єднані з ним. Якщо робочим проектом така жорст-

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
						57
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

кість 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 газокисневої різкою. Подібні напрямні планки використовують і при установці одного блоку на інший у вертикальному положенні (при монтажі блоками). Стикування виконують за заводськими контрольним 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.

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

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 промивку 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

					XI.A.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

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 колона 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 частину. 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

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

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.
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		61

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.

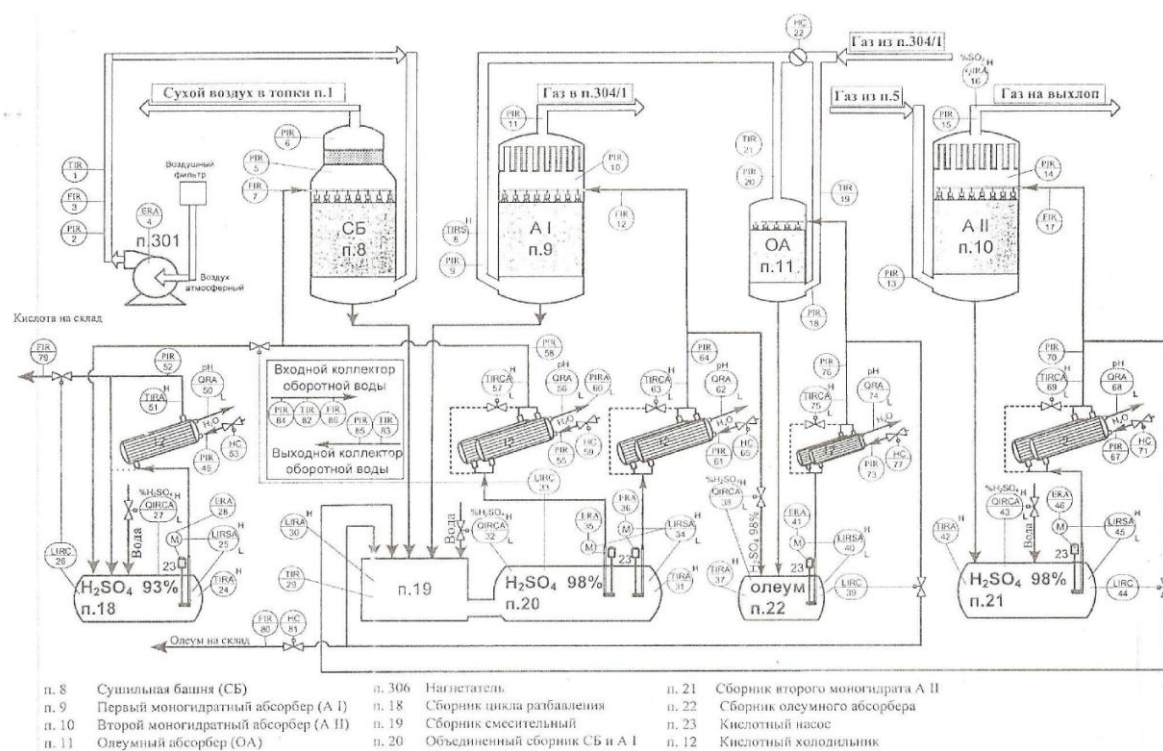


Рисунок 5.1 – Схема автоматизації сушильно-абсорбційного відділення

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		63

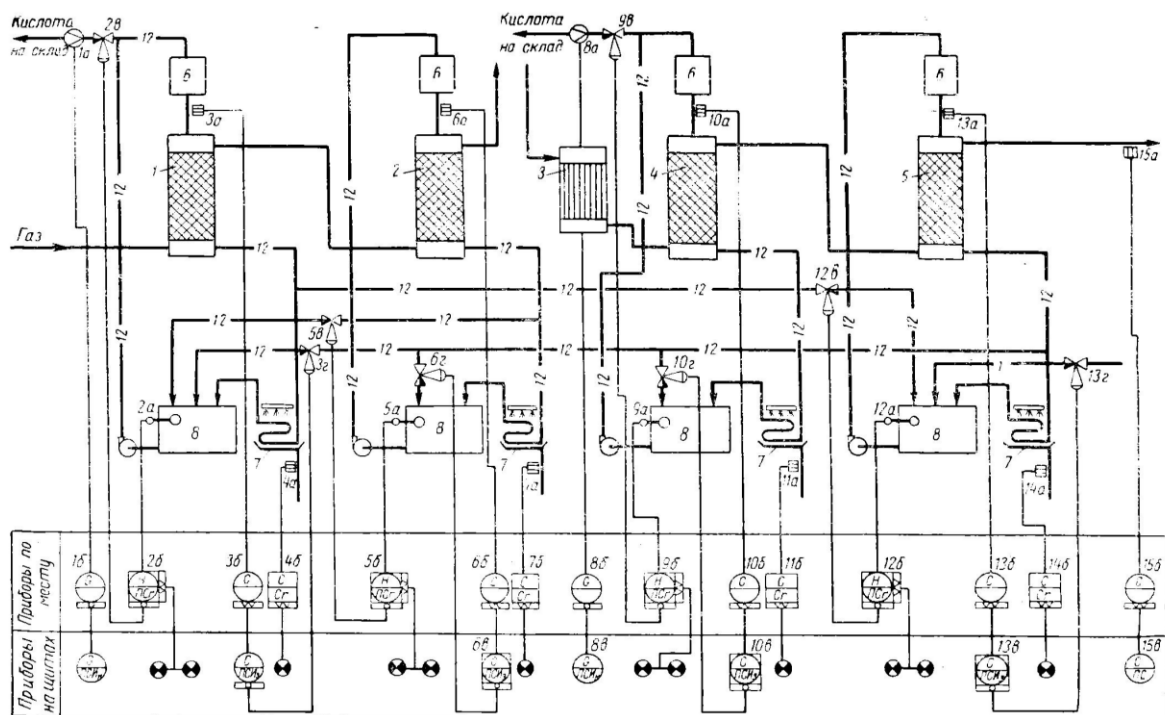


Рисунок 5.2 – Схема сушильно-абсорбційного відділення:

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

концентратоміри (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		65

- 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].

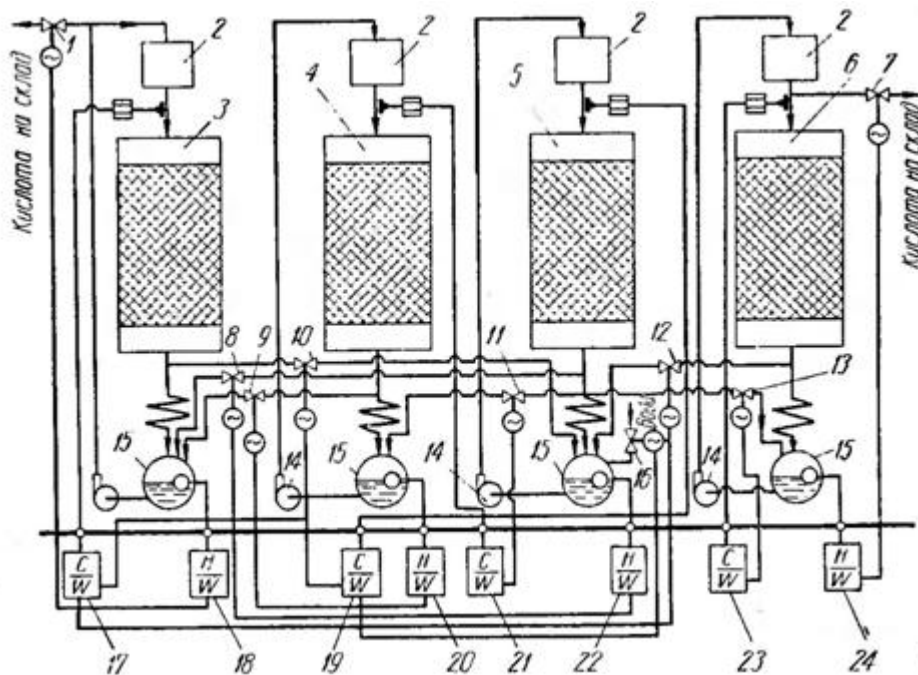


Рисунок 5.3 – Схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією:

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 технічних засобів автоматизації

Вибір приладів автоматизації повинен проводитися з тих засобів автоматизації, які випускаються серійно та вже себе добре зарекомендували. За можливістю необхідно вибирати із тих приладів, які є доступні для виробництва або закупівлі на Україні.

Вибір приладів проводимо, спираючись на необхідний діапазон вимірювань. Застосування пневматичних приладів обґрунтовано пожежонебезпекою даного виробництва.

Для проведення, контролю і регулювання процесом були обрані наступні прилади [21].

Автоматичний контроль температури. Сімейство вимірювальних перетворювачів температури фірми SIEMENS представлено перетворювачами SITRANS T, термоперетворювачами опору і термопарами для якісного вимірювання температури в будь-яких, навіть самих екстремальних, умовах. Датчики за-

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

стосовуються в хімічній, фармацевтичній, харчовій, енергетичній та інших галузях промисловості.

Існують варіанти термометрів з цифровою індикацією показань. Також доступні вибухозахищене виконання датчиків.

Перетворювач SITRANS T серії: TW – універсальний перетворювач з виходом 4–20 мА + HART, програмований за допомогою РС.

Автоматичний контроль витрати. Сімейство витратомірів SITRANS F здатне вирішити задачу точного і надійного вимірювання витрати практично будь-якого середовища, використовуючи сучасні, перевірені часом, способи вимірювання витрати. Перетворювач SITRANS F серії M Magflo – магнітоіндукційні витратоміри. Застосовуються для вимірювання витрати електропровідних рідин і суспензій.

Автоматичний контроль рівня. Гама рівнемірів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ втілена в сімействі SITRANS L і дозволяє знайти рішення для широкого спектра задач. Сигналізатор граничного рівня (ємнісний) Pointek CLS 200 – універсальний сигналізатор із високою хімічною стійкістю.

Автоматичний контроль тиску. Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P служить для вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного і диференціального тиску рідких, газо- і пароподібних середовищ, а також для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях. Перетворювач SITRANS P серії ZD – перетворювач надлишкового та абсолютного тиску з цифровим індикатором.

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

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

У виробництві сірчаної кислоти застосовується різне електрообладнання, пожежонебезпечні та токсичні речовини, тому питання безпеки мають велике значення [22, 23].

Виробництво сірчаної кислоти пов'язано з такими шкідливими хімічними речовинами, як сірчистий і сірчаний ангідриди, оксиди азоту, пари азотної і сірчаної кислот, пил, селен, телур, миш'як і сірководень [2].

Деякі апарати та обладнання сірчаноокислотних заводів працюють під тиском: кислотні насоси, кислотопроводи, сірко- і паропроводи, холодильники, печі для спалювання сірководню тощо.

У печах, котлах-утилізаторах і електрофільтрах підтримується висока температура, внаслідок чого можливі опіки гарячими поверхнями і комунікаціями. При обслуговуванні обертових та рухомих механізмів і апаратів слід дотримуватися запобіжних заходів. Небезпечним може бути також і електричний струм.

Відхилення технологічного режиму від норми може викликати порушення техніки безпеки і нещасні випадки.

Далі більш детально розглянемо дію шкідливих хімічних речовин, які використовуються при виробництві сірчаної кислоти [22, 23].

Сірчистий ангідрид (SO_2) дратує верхні дихальні шляхи і очі, а також селезінку і кістковий мозок. Є дані про те, що сірчистий ангідрид порушує деякі біохімічні та фізіологічні процеси [23].

Поріг сприйняття запаху сірчистого ангідриду – 6 мг/м^3 . Концентрація, що викликає роздратування очей – 50 мг/м^3 , роздратування в горлі – $20\text{--}30 \text{ мг/м}^3$, кашель – 50 мг/м^3 (згідно ГОСТ 12.1.005-88 «Система стандартів безпеки праці. Загальні санітарно-гігієнічні вимоги до повітря робочої зони»).

Гранично допустима концентрація сірчистого ангідриду в повітрі не повинна перевищувати 10 мг/м^3 (табл. 6.1).

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

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

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

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 SO₂ в 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, за необхідністю проводити штучне дихання і викликати лікаря.

Сірчаний ангідрид (SO₃) дратує і припікає слизові оболонки верхніх дихальних шляхів. Виділяючись в атмосферу, сірчаний ангідрид з'єднується із парами води, наявними в повітрі, і утворює туман сірчаної кислоти, що складається з дрібних її крапель.

Захист органів дихання і очей від сірчистого ангідриду забезпечують промислові фільтруючі протигазы 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 протигазы ГП-5, ГП-7 і дитячі [23].

Вдихання туману сірчаної кислоти утруднює дихання і викликає кашель. Гранично допустима концентрація сірчаного ангідриду в повітрі – 1 мг/м³.

Сірчана кислота, потрапляючи на шкіру, викликає сильні опіки, які довго не загоюються. Опіки кислотою найчастіше бувають при обслуговуванні насосів, кислотопроводів, сховищ, холодильників. При розведенні кислоти водою слід

вливати кислоти у воду, а не навпаки, тому що можливий викид гарячої рідини. При попаданні на шкіру сірчаної кислоти рекомендується швидко змити її сильним струменем холодної води, а потім змочити постраждалу поверхню 5 % -им розчином соди. Для цих цілей у всіх місцях, де можливе ураження сірчаною кислотою, необхідно мати водопроводи з кранами і бачки із содовим розчином. Пролиту кислоту необхідно швидко змити, а залишки нейтралізувати вапном [22].

Водень утворюється при дії кислоти на металеві поверхні сховищ та іншої апаратури і дає вибухонебезпечні суміші з повітрям. Вибухи у вигляді ударів можливі у сховищах меланжу та сірчаної кислоти при їх ремонті.

Водень дає такі отруйні сполуки, як сірководень і селенистий водень. Джерелом появи небезпечних концентрацій сполук водню є збірники, електрофільтри, башти, газоходи та інші апарати.

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 кінець. Гранично допустима концентрація сірководню в повітрі становить 10 мг/м³.

При отруєнні сірководнем потерпілого необхідно винести на свіже повітря і викликати лікаря. Отруйними сполуками є також селенистий і миш'яковистий ангідриди. Гранично допустимі концентрації в робочій зоні селенистого ангідриду – 0,1 мг/м³, миш'яковистого – 0,3 мг/м³ [22].

Захист органів дихання і очей забезпечують фільтруючі промислові протигази марки КД (коробка пофарбована в сірий колір), В (жовтий), БКФ і МКФ (захисний), респіратори РПГ-67-КД і РУ-60М-КД, а також цивільні протигази ГП 5, ГП-7 і дитячі [23].

Для забезпечення безпечної роботи і створення нормальних санітарних умов у виробництві сірчаної кислоти необхідно мати герметичну апаратуру і арматуру, справно діючі вентиляційні установки.

Усі фланцеві з'єднання напірних трубопроводів повинні мати захисні кожухи. При обслуговуванні та ремонті насосів, вентилів, кислотопроводів, набиванні сальників слід надягати гумові фартухи, рукавиці і захисні окуляри, а при проми-

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

ванні і ремонті збірників, сховищ і холодильників – гумові чоботи. Контактні апарати, теплообмінники, пускові підігрівачі і газоходи до них повинні мати ізоляцію, що забезпечує санітарно-гігієнічні умови повітряного середовища виробничих приміщень.

Щоб уникнути опіків гарячими поверхнями і інструментом при обслуговуванні печей необхідно надягати відповідний спецодяг, рукавиці та окуляри. Забороняється поливати водою спечений шар колчедану на поду печей при його видаленні, оскільки може бути викид парогазової суміші через двері.

Для безпечної роботи обслуговуючого персоналу навколо всіх апаратів повинні бути залізні площадки з перилами. Ухил кроку сходів повинен бути не менше 1:1 при ширині кроку 0,8 м. Кількість ступенів в одному кроці не повинно перевищувати 18 [23].

Усі рухомі частини машин і механізмів повинні бути огорожені суцільними об'ємними кожухами і металевими сітками. Горизонтальні ремінні передачі захищаються з усіх боків, вертикальні – на висоту до 2-х метрів. Для запобігання нещасних випадків при ремонті і огляді елеваторів і похилих транспортерів встановлюються механізми, які гальмують зворотний хід ковшів і стрічок. При застосуванні транспортерів великої довжини через кожні 15–20 м слід встановлювати аварійні вимикачі.

Електричний струм при необережному поводженні викликає теплові (опіки) і механічні (розриви тканин) ураження. Електричний удар може викликати загальне ураження всього організму. Особливо небезпечним, а часто і смертельним, є ураження струмом високої напруги, при якій працюють сухі і мокрі електрофільтри.

Вихід ураження залежить від сили струму, тривалості його дії, шляху струму і стану здоров'я людини. Дозволяється користуватися переносними лампами напругою не більше 12 В.

Для попередження уражень електричним струмом кожен працюючий повинен знати і строго дотримуватися інструкції з техніки безпеки. Не дозволяється торкатися руками до оголених проводів, що знаходяться під струмом, проводити самостійно ремонт електроосвітлення та моторів, вмикати і вимикати електричні

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

мотори без гумових рукавичок, проводити ремонт і огляд електрофільтрів, що знаходяться під струмом. Вхід за розподільні щити, трансформаторні будки, електрофільтри і інші місця, де розташовані дроти, шини і апарати високої напруги, слід тримати закритими.

При ураженні струмом слід якомога швидше звільнити потерпілого від дії струму, зробити йому штучне дихання і викликати лікаря.

У виробництві сірчаної кислоти не застосовуються небезпечні в пожежному відношенні речовини, тому в цехах не потрібно проведення спеціальних протипожежних заходів. Пожежа може виникнути при недбалому поводженні з вогнем, коротке замикання несправної електропроводки або електрообладнання [22].

Для попередження пожежі необхідно дотримуватися загальних правил протипожежного режиму. Справність електричних мереж та електрообладнання, чистота цехових приміщень, відсутність захаращення проходів та проїздів, справність протипожежного інвентарю є найкращою гарантією попередження пожеж. Слід стежити за тим, щоб під'їзд пожежних машин був забезпечений із двох сторін по всій довжині цеху.

Усі виробничі та допоміжні приміщення повинні бути забезпечені необхідними засобами гасіння пожежі. При виникненні пожежі в цеху необхідно, користуючись пожежною сигналізацією або телефоном, негайно викликати заводську пожежну команду, а до її прибуття вжити заходів щодо ліквідації пожежі.

Усі працюючі в цеху повинні знати і виконувати правила протипожежної безпеки і вміти користуватися цеховими засобами протипожежного захисту. Усі робітники, що влаштовується на роботу, повинні пройти інструктаж з техніки безпеки, знати і виконувати протипожежні правила.

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

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		74

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		75

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.
						76
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		