

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Зав. кафедри

\_\_\_\_\_  
підпис, дата

## Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Цикл олеумного абсорбера виробництва сірчаної кислоти. Розробити та модернізувати насадковий абсорбер

Виконав:  
студент групи ХМ.мз-11с  
Циркін Ілля Сергійович

\_\_\_\_\_  
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

## ЗМІСТ

	С.
<b>ВСТУП</b>	<b>3</b>
<b>РОЗДІЛ 1. ЗАГАЛЬНІ ПОТРЕБИ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА ТА МОДЕРНІЗАЦІЯ ОЛЕУМНОГО АБСОРБЕРА</b>	<b>5</b>
1.1 Характеристика сірчанокислотного виробництва	5
1.2 Розвиток технологічних схем сірчанокислотного виробництва	15
1.3 Пропонована модернізація олеумного абсорбера	20
<b>РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА</b>	<b>22</b>
2.1 Опис технологічної схеми циклу олеумного абсорбера	22
2.2 Опис конструкції модернізованого абсорбера	23
2.3 Технологічні розрахунки та визначення розмірів апарату	24
2.4 Гідравлічний опір абсорбера	33
2.5 Розрахунок допоміжного обладнання	34
<b>РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА</b>	<b>38</b>
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	38
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	39
<b>РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА</b>	<b>44</b>
4.1 Обґрунтування компонування технологічного обладнання	44
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	45
<b>РОЗДІЛ 5. АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ</b>	<b>50</b>
5.1 Методи контролю і метрологічне забезпечення виробництва	50
5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання	51
<b>РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА</b>	<b>53</b>
6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва	53
6.2 Розрахунок системи вентиляції	57
<b>СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ</b>	<b>60</b>
<b>ДОДАТКИ</b>	

## ВСТУП

Сірчана кислота є найсильнішою і найдешевшою серед кислот, а серед мінеральних кислот, що виробляються хімічною промисловістю, сірчана кислота за обсягом виробництва та споживання посідає перше місце.

Сірчана кислота не димить, у концентрованому вигляді не руйнує чорні метали, водночас є однією з найсильніших кислот, у широкому діапазоні температур (від  $-40...-20$  до  $260 - 336,5^{\circ}\text{C}$ ) знаходиться у рідкому стані. Вона широко використовується у виробництві мінеральних добрив, різних солей і кислот, різноманітних органічних продуктів, барвників, димоутворювальних та вибухових речовин тощо. Сірчана кислота знаходить різноманітне застосування в нафтовій, металургійній, металообробній, текстильній, шкіряній та інших галузях промисловості, використовується як водовідштовхувальний та осушуючий засіб, застосовується в процесах нейтралізації, травлення тощо.

На сьогоднішній день сірчана кислота виробляється двома способами: нітрозним, що існує понад 200 років, і контактним, освоєним у промисловості наприкінці XIX і на початку XX століття.

Контактний метод витісняє нітрозний (баштовий). Першою стадією сірчаноокислотного виробництва за будь-яким методом є одержання діоксиду сірки при спалюванні сірчистої сировини. Після очищення діоксиду сірки (особливо у контактному методі) її окислюють до триоксиду сірки, який з'єднують з водою з отриманням сірчаної кислоти. Окислення  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$  за нормальних умов протікає вкрай повільно. Для прискорення процесу застосовують каталізатори.

На даний час контактним методом одержують концентровану сірчану кислоту, олеум і 100 % сірчаний ангідрид.

Одночасно зі збільшенням обсягу виробництва сірчаної кислоти розширюється асортимент продукції сірчаноокислотних заводів, організується випуск особливо чистої кислоти, 100 %  $\text{SO}_2$ , високоякісного олеуму та кислоти, а також збільшується виробництво нових продуктів на основі  $\text{SO}_2$ . Окрім олеуму, концентрованої сірчаної кислоти та акумуляторної кислоти, вітчизняні

заводи випускають також контактну кислоту покращеної якості (для виробництва штучного волокна, титанових білил та ін.), чистий олеум, хімічно чисту та реактивну сірчану кислоту.

Загалом, дану кваліфікаційну роботу виконано згідно із дотриманням усіх нормативних вимог і стандартів у відповідності до методичних вказівок [1].

## РОЗДІЛ 1

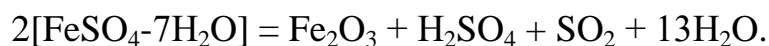
### ЗАГАЛЬНІ ПОТРЕБИ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА ТА МОДЕРНІЗАЦІЯ ОЛЕУМНОГО АБСОРБЕРА

#### 1.1 Характеристика сірчанокислотного виробництва

З виникненням інтересу до унікальних властивостей сірки і до теперішнього моменту людство навчилося деюре і дефакто переробляти практично всі відомі значущі джерела сірки в області поверхні Землі. І не важливо - це або природні поклади елементарної сірки та її викопні сірчисті сполуки в різних композиціях, або це побічні похідні промислових виробництв – тип сировини завжди визначається поточним розвитком технології та економічною доцільністю. Як значущу сировину для виробництва сірчаної кислоти використовують елементарну сірку, сірчаний колчедан, відхідні сірчисті гази і сірководень. Усі види сірковмісної сировини, крім рядового колчедану і природної сірки, є продуктом комплексної переробки руд кольорових металів, вугілля, нафти і природного газу. Традиційно основні джерела сировини - сірка і залізний (сірчаний) колчедан. Поступово частка колчедану як сировинного джерела зменшується. Значне місце в сировинному балансі виробництва сірчаної кислоти посідають гази кольорової металургії, що містять діоксид сірки.

Сірка – неорганічний полімер; атомний номер 16; атомна маса 32 – існує у двох кристалічних формах: ромбічна і моноклінна сірка. Належить до халькогенів. Атоми сірки мають здатність утворювати стійкі гомо ланцюги тільки з атомів S. За звичайної температури сірка перебуває у твердому стані у вигляді S<sub>2</sub>. За температури 112,8 °С плавиться ромбічна сірка і за 118,8°С – моноклінна. За 120°С розплавлена сірка має жовтий колір і легкорухома; при підвищенні температури до 190°С вона переходить у темно-коричневу в'язку масу. За 400°С сірка знову стає легкорухомою і за 444,6°С вона кипить. При 1600°С молекули сірки розпадаються на атоми.

Сучасний опис процесу має такий вигляд:



Для потреб ремісничого виробництва та аптечної справи до середини XV ст. використовували суху перегонку залізного купоросу, з поглинанням  $\text{SO}_3$ , що виділяється, водою. У середині XV ст. освоюється відомий з XIII століття спосіб виробництва кислоти спалюванням сірки в присутності селітри в скляних посудинах з вологими стінками, - таким чином почав формуватися нітрозний метод, у якому трансфер кисню виконують оксиди азоту.



Бурхливий розвиток природничих наук і раціоналізації знань в епоху "Просвітництва" став поштовхом до переродження кустарних способів виготовлення в перші, промислові технології синтезу сірчаної кислоти. Відправною точкою розвитку галузі став сірчаноокислотний завод, побудований в Англії в 1740 р.. В його виробництві використовували нагрівання суміші сірки і селітри в металевих посудинах, а гази, які при цьому утворювалися, поглиналися водою в скляних апаратах. Цей процес у 1746 р. був модифікований. У ньому, для цієї мети, було застосовано свинцеві камери, тому цей спосіб видобудку сірчаної кислоти отримав назву камерного.

Зі зростанням запитів на розширення обсягів виробництва почалися роботи з удосконалення технології камерного процесу. Цей зріст був викликаний розквитом ринку споживання соди та інших продуктів, для яких була необхідна сірчана кислота. У поточному варіанті камерний процес містив низку серйозних недоліків, найвагоміші з яких був переривчастий технологічний ланцюжок і однократна робота оксидів азоту, що скидалися в атмосферу разом із відхідними газами і як наслідок значні перевитрати селітри.

У 1774 р. французький технолог Де ля Фольє для інтенсифікації реакції запропонував замінити в камерах воду на водяну пару, що дало можливість

вести процес безперервно. У 1810 р. цей спосіб був уперше на практиці реалізований у Франції Д. Голькером і незабаром отримав загальне визнання. У цей час хіміки Н. Клеман і Ш.-Б. Дезорм детально вивчили хімізм процесу. Вони показали, що діоксид азоту відіграє роль окислювача діоксиду сірки і запропонували жити камери безперервним потоком сірчистого газу  $\text{SO}_2$ , а замість селітри застосовувати її продукт - азотну кислоту. Сірку стали спалювати в окремій печі, а азотну кислоту отримувати розкладанням селітри сірчаною кислотою.

Хімічні процеси, що протікають у виробництві сірчаної кислоти, досліджували також Г. Деві, І. Я. Берцеліус і багато інших учених. Г. Деві показав (1812 р.), що хімічна взаємодія між сірчистим газом і окисом азоту можлива тільки в присутності води і що в безводному стані ці гази не взаємодіють. І. Я. Берцеліус вважав, що в камері утворюється водна азотиста кислота, яка передає сірчистій кислоті кисень і воду, внаслідок чого утворюється сірчана кислота.

Хоча виробництво стало безперервним, проте кислота обходилася дорогою, доки єдиною сировиною для нього була самородна сірка. Значною вадою були значні втрати азотної кислоти, тому що оксиди азоту безповоротно губилися з відхідними газами. Стан речей істотно покращився з реалізацією пропозицій французького фізика Ж. Л. Гей-Люссака й англійського інженера Дж. Гловера. Стало можливим подальше істотне поліпшення сірчано-кислотного процесу. У технологічний ланцюжок було додано дві спеціальні вежі з насадками. Першу з них зрешували продукційною кислотою для виділення оксидів азоту, розчинених у сірчаній кислоті, а в другій башті холодною сірчаною кислотою, що надходила потім у першу камеру, поглинали оксиди азоту з відхідних газів. Новації до мінімуму скоротили втрати і підвищили якість продукційної кислоти, в якій істотно скоротився вміст розчинених оксидів азоту. Цей спосіб виробництва сірчаної кислоти з використанням оксидів азоту стали називати баштовим. Майже без змін такі камерні та баштові системи, з нітрозним процесом синтезу, працювали до початку ХХ століття.

Паралельно з інтенсифікацією камерного і баштового способу розвивався інший напрямок отримання сірчаної кислоти, названий контактним. У 1831 р. англійцем П. Філіпсом був запропонований метод безпосереднього окислення сірчистого ангідриду киснем на платиновому каталізаторі до триоксиду  $\text{SO}_3$ . Це дало змогу відмовитися від трансферу кисню оксидами азоту під час окислення сірки. За методом Філіпса можна було отримувати і безводну кислоту, і олеум (розчин  $\text{SO}_3$  у безводній сірчаній кислоті).



Відкриття Філіпса не отримало розвитку до 70-х рр. XIX ст. Не тільки через дорожнечу платини та відсутність суттєвої потреби в олеумі, а й головним чином через відсутність розуміння причини отруєння платинового каталізатора.

Ситуація змінилася в останній третині XIX ст., коли потреба в олеумі та міцній кислоті різко зросла у зв'язку з їхньою участю в реакції нітрування для широкого виробництва нових типів вибухових речовин. На цьому етапі установки поширеного баштового типу не могли задовольнити запит на зростання концентрації кислоти вище своєї технологічної планки 75-77 мас. %.

Використовуючи ідеї контактного методу, К. А. Вінклер розробив промисловий спосіб одержання сірчаного ангідриду взаємодією сірчистого газу й кисню під час нагрівання в присутності платинованого азбесту. До початку XX ст. Р. Кнітчем (Німеччина) було створено промисловий метод очищення випалювального сірчистого газу від домішок, що отруюють платиновий каталізатор. У результаті цих робіт контактний спосіб виробництва сірчаної кислоти швидко набув широкого поширення. Уже з другої половини XX ст. оформилася остаточна відмова в розвинених індустріальних країнах від нітрозного способу виробництва. Виведення з експлуатації баштових цехів мало низку причин. Недоліки нітрозного процесу порівняно з контактним давно відомі. Нітрозний процес не давав змоги отримати безводну кислоту і тим більше олеум. Кислота ця неминуче містила домішки оксидів азоту, параметри



процесу важче піддавалися автоматичному регулюванню через велику інерційність баштової системи. Умови праці в баштових цехах не відповідали вимогам середини ХХ ст.

У нітрозного процесу була, проте, велика перевага - баштова кислота була набагато дешевшою за контактну. Причиною відмови від нітрозного способу стала, найімовірніше, неможливість багаторазового збільшення виробництва кислоти на його базі через те, що необхідний об'єм апаратів технічно був важкореалізованим.

Найбільш значущим етапом у розвитку виробництва сірчаної кислоти контактним методом була заміна платиного каталізатора дешевшою і стійкішою до забруднень отрутами ванадієвою контактною масою. Широкого застосування набули розроблені процеси окислення в завислому шарі каталізатора і каталізі за високого вмісту водяної пари в газі (метод мокрого каталізу). Із впровадженням у 1930 р. печей киплячого шару для випалювання флотаційного колчедану і циклонних печей для спалювання елементарної сірки, з одного боку, збільшилася інтенсивність процесу одержання  $\text{SO}_2$ , а з іншого, - різко знижено енергетичні та сировинні втрати. Можна сказати, що наукові пошуки першої половини ХХ ст. в галузі контактного синтезу сформували сучасний вигляд промислового сірчано-кислотного виробництва.

У якості сировини сірка використовується з її природних покладів з подальшим первинним збагаченням методом Фраша або автоклавним методом. Обидва способи дають концентрат флоту з вмістом елементарної сірки 70-75 % і 95-98 % відповідно. Після повторного збагачення методом флотації вміст сірки досягає 99%. Елементна сірка – найкраща сировина для виробництва сірчаної кислоти. Під час її спалювання утворюється газ із високим вмістом  $\text{SO}_2$ , немає огарку і нехтувано мало миш'яку, наявність якого значно ускладнює технологічні лінії. Україна має великі родовища самородної сірки, розташовані у Львівській області. Сумарний обсяг виробництва сірки в країні кілька десятиліть тому досягав 1,5 млн т на рік. Промисловими стандартами регламентуються якісні показники товарної сірки (див. табл. 1.1).

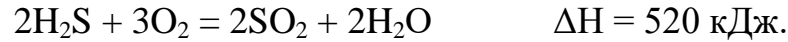
Таблиця 1.1 – Показники якості технічної сірки

Показник	Сорт 9998	Сорт 9995	Сорт 9990
Масова частка сірки, %, не менше	99,98	99,95	99,90
Масова частка золи, %, не більше	0,02	0,03	0,05
Масова частка органічних речовин%, не більше	<0,01	<0,03	<0,06
Масова частка кислот, в перахунку на H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , %, не більше	<0,0015	<0,003	<0,004
Масова частка миш'як, %, не більше	0,0000	0,0000	0,000
Селен, %, не більше	0,000	0,000	0,000
Вологість, %, не більше	<0,2	<0,2	<0,2
Механічні забруднення (дерево, пісок та інші)	Не припускається		

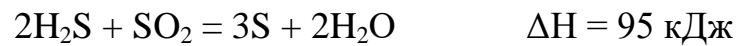
Сірка нижчої якості (сорти 9950 і 9920) не рекомендована для сірчаноокислого виробництва. У технологічних процесах застосовується рідка, комова або гранульована сірка. Частина підприємств України мають можливість переробляти сірку в рідкому і твердому агрегатних станах, що диверсифікує вибір постачальників сировини.

Газова сірка – продукт металургійної, нафтогазовидобувної, коксохімічної галузей. У більшості випадків - це супутній компонент основних технологічних ланцюжків. Виняток становить цільовий видобуток насиченого сірководнем природного газу для отримання сірки (Франція, Канада, Росія та інші). У загальному випадку джерелами газової сірки слугують сірководень як шкідлива домішка коксового, топкового, природного газів, нафти і газового конденсату, а також діоксид сірки відхідних газів металургії. Слід зазначити, що відхідні газу можна утилізувати шляхом уловлювання SO<sub>2</sub> після плавки з подальшою переробкою не тільки в сірку, а й безпосередньо в сірчану кислоту. Нині для окислення сірководню до сірки використовують різні модифікації процесу Клауса. Нині понад 90 % сірки з H<sub>2</sub>S виробляється цим способом. У стандартному виконанні він включає високотемпературну і каталітичну стадії.

Під час високотемпературної стадії, відокремлені від вуглеводневої фази, кислі гази окислюються зі стехіометричною кількістю кисню при температурі 900–1350°C:



внаслідок чого сірководень перетворюється на діоксид сірки. На подальшій каталітичній стадії, залишковий  $\text{H}_2\text{S}$  взаємодіє з  $\text{SO}_2$  з утворенням води та елементарної сірки.



Реакція відбувається за 220–250°C у присутності каталізатора (промотований активний оксид алюмінію). Паралельно з двома процесами перетворення протікає реакція прямого окиснення сірководню в сірку і воду:



Попри присутність миш'яку в газовій сірці, що веде до втрат на її очищення, ця сировина домінує у сфері сірчаноокислотного виробництва. Її рентабельність співвідноситься з інтенсивним зростанням ролі викопних вуглеводнів, а вміст супутньої сірки в нафті та природному газі значно перевищує запаси самородної. Трансформація ринку сировини торкнулася не тільки традиційних джерел сірки, а й її товарних форм. Баланс ринку зміщується в бік збільшення обсягів виробництва гранульованої та рідкої сірки відносно зниження привабливості комової сірки, у якої нижчі споживчі властивості.

Колчедан рядовий міститься у вигляді піриту, рідше – марказиту, їхня густина 4,9–5,1 і 4,3–4,9 г/см<sup>3</sup> відповідно. Головною складовою частиною сірчаного колчедану є сульфід заліза  $\text{FeS}_2$  (53,44 % S і 46,56 % Fe). Руди, до

складу яких поряд із піритом входять значні кількості сполук кольорових металів, називають поліметалічними.

Флотаційний колчедан отримують шляхом збагачення колчедану, що містить 1–1,5 мас % міді. Збагачення здійснюють методом флотації. За хімічним складом флотаційний колчедан не відрізняється від рядового. Вуглисті колчедан містить від 35 до 40 мас. % S і від 10 до 20 мас. % вугілля. Вуглисті колчедан отримують як відхід під час збагачення кам'яного вугілля.

У низці виробництв, що використовують сірчану кислоту, вона виходить із процесу в забрудненому або розведеному вигляді. Її використовують безпосередньо після очищення і переробки. Частка вторинних кислот в обсязі загального споживання сірчаної кислоти в низці країн становить від 2,5–4 % (Франція, США), приблизно до 13 % (Японія).

У XIX ст. в черговий раз змінилася сировинна база сірчаної кислотної промисловості. Із початком промислового синтезу сірчаної кислоти збільшення потреби в сірчаній кислоті змусило шукати інші джерела сірки. Такими на довгі роки стали природні сульфіди і основний з них пірит ( $\text{FeS}_2$ ). Використання піриту як сировини дало змогу значно наростити потужності та знизити собівартість виробленої кислоти. Вибір піриту як вихідної сировини мав один істотний недолік, а саме необхідне очищення газу від пилу і каталізаторних отрут перед подачею сірчистих газів на контактне окислення.

Разом із загальним зростанням індустріалізації розвивався і видобуток природного палива, такого як природний газ і нафта. А посилення вимог до екологічної складової та безпеки населення вимагали дедалі глибшого очищення сировини від домішок, зокрема й від сполук сірки. З другої половини XX століття почалося поступове заміщення сірчаного колчедану сіркою як основної сировини для виробництва сірчаної кислоти. Остаточо це заміщення на європейському континенті відбулося на початку XXI ст., коли були закриті останні колчеданні лінії.

Ці трансформації сировинної складової ринку виробництва сірчаної кислоти призвели до збільшення випуску сировини у вигляді газової сірки - продукту сіркоочищення енергетичних вуглеводнів, що видобуваються.

Збільшення доступності цієї товарної форми, своєю чергою, призвело до зниження її вартості, а отже дало змогу розглядати цей продукт як переважне джерело сировини для синтезу сірчаної кислоти. Ці тенденції також диктують і зміну асортименту товарних форм сірки в у бік збільшення обсягів випуску гранульованої та рідкої сірки, зниження обсягів виробництва комової сірки, яка вже не задовольняє вимогам споживачів.

Сірчана кислота сильна двохосновна кислота являє собою хімічну сполуку сірчаного ангідриду з водою. Класифікація, хімічні та фізичні властивості повністю корелюють із варіативністю пропорцій  $\text{SO}_3 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}$ . Якщо в суміші на 1 моль  $\text{SO}_3$  припадає більше 1 моля води, то така суміш називається водним розчином сірчаної кислоти. Якщо на 1 моль води припадає більше ніж 1 моль  $\text{SO}_3$ , то така суміш називається олеумом. Вона містить вільний сірчаний ангідрид.

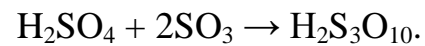
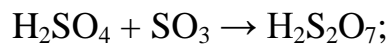
Хімічна формула сірчаної кислоти –  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , молекулярна вага – 98,08 г/моль, довжини зв'язків у молекулі : S=O 0,143 нм, S-OH 0,154 нм, кут HOSOH  $104^\circ$ , OSO  $119^\circ$ .

Сірчана кислота існує в природі як самостійна хімічна сполука ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), а також у вигляді її водних розчинів. 100 % безводна сірчана кислота або моногідрат являє собою при  $20^\circ\text{C}$  безбарвну маслянисту рідину, що кристалізується при  $10,37^\circ\text{C}$ . При кипінні утворює азеотропну суміш (98,3 %  $\text{H}_2\text{SO}_4$  і 1,7 %  $\text{H}_2\text{O}$  з температурою кипіння  $336,5^\circ\text{C}$ ). Густина водних розчинів сірчаної кислоти підвищується і досягає максимуму за 98,3 %  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , потім дещо зменшується і, за  $20^\circ\text{C}$  для 100 %-ної  $\text{H}_2\text{SO}_4$  досягає  $1,8305 \text{ г/см}^3$ . Змішується з водою і  $\text{SO}_3$ , у всіх співвідношеннях. У водних розчинах сірчана кислота практично повністю дисоціює на  $\text{H}_3\text{O}^+$ ,  $\text{HSO}_3^+$ , і  $2\text{HSO}_4^-$ . Утворює гідрати  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ , де  $n = 1, 2, 3, 4$  і  $6,5$ . Сірчана кислота зручна для використання, вона не димить, не має запаху, за кімнатної температури перебуває в рідкому стані та в концентрованому вигляді не руйнує чорні метали. Будучи сильною двохосновною кислотою, сірчана кислота здатна витіснити слабші кислоти з їхніх солей. Важливою властивістю сірчаної кислоти є її гігроскопічність. Товарні сорти сірчаної кислоти являють собою

розчини сірчаної кислоти у воді. Залежно від концентрації та сфери використання сірчана кислота буває декількох видів: контактна поліпшена поліпшена; контактна технічна першого і другого сорту; реактивна; регенерована; акумуляторна.

До кожного із зазначених продуктів висуваються окремі вимоги, які регламентуються відповідними державними стандартами ДСТУ 2184 : 2018.

**Олеум.** Олеум ( $H_2SO_4 - (n-1)SO_3$ ) – це не речовина, а розчин оксиду сірки (VI) у стовідсотковій сірчаній кислоті, з домішкою піросірчаних кислот, що утворюються за реакціями:



Олеум являє собою в'язку маслянисту безбарвну рідину або легкоплавкі кристали різних відтінків внаслідок наявності домішок. За вмісту надлишкового  $SO_3$  40 % за масою утворюються кристали піросірчаної кислоти з температурою плавлення  $33^\circ C$ .

Точний склад олеуму визначається цільовим застосуванням, оскільки молекули насправді не з'єднуються, а співвідношення оксиду і кислоти може бути різним. Під міцністю олеуму розуміють відсотковий вміст вільного  $SO_3$  по відношенню до загальної ваги олеуму.

Олеум є проміжним продуктом під час виробництва сірчаної кислоти, її отримують під час розведення олеуму водою.

Олеум різко відрізняється від сірчаної кислоти за властивостями. Олеум набагато більш хімічно активний, ніж концентрована сірчана кислота.

На відміну від практично не летючої концентрованої  $H_2SO_4$ , він виділяє в повітря триоксид сірки  $SO_3$ , що проявляється у вигляді димлення, також реагує з водою з виділенням величезної кількості тепла через сильно екзотермічну реакцію. У виробництві олеум поділяють на поліпшений 24 % мас. і технічний 19 % мас. Товарний вигляд і властивості олеуму регламентуються ДСТУ 2184-2013.

## 1.2 Розвиток технологічних схем сірчаноокислотного виробництва

На сьогодні існують два варіанти організації процесу каталітичного окислення сірчистого ангідриду:

- методом одинарного контактування (ОК) зі ступенем окислення  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$ , що дорівнює 97,5–98%, і істотним викидом в атмосферу вихлопних газів, що містять  $\text{SO}_2$  і  $\text{SO}_3$ , що вимагає додаткового обладнання на очистку викидів;

- методом подвійного контактування (ДК) і подвійної абсорбції (ДА). У системах ДК - ДА ступінь окислення  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$  становить 99,7–99,8 %, що відповідає досягненню гранично допустимої концентрації  $\text{SO}_2$  і  $\text{SO}_3$  у вихлопних газах.

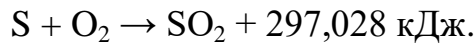
Сучасні системи, особливо ДК-ДА, високорентабельні і є по суті замкнутими енергоефективними системами з мінімальним техногенним впливом на екологію. Тому все родове розмаїття поточних виробничих технологічних ланцюжків потрібно розглядати з точки зору відмінностей оптимізації, тією чи іншою мірою, основного контактного методу.

Сучасний розвиток технології виробництва сірчаної кислоти складається з декількох основних, узагальнених етапів:

1. Складування цільової товарної форми сірки.
2. Плавка та/або фільтрування сировини залежно від її стану.
3. Окислення та перехід рідкої фази в технологічний газ з відсотковим змістом  $\text{SO}_2$  при спалюванні сировини.
4. Одностадійне або двостадійне окислення  $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$  в присутності каталізатора.
5. Стадії абсорбції  $\text{SO}_3$  з вилученням сірчаної кислоти або олеуму залежно від застосованої схеми контактування. Для лінії з однократним контактуванням обов'язково доочищення вихлопних газів від  $\text{SO}_2$ .
6. Нормування та складування виробленого продукту.

Початкова стадія спалювання гранульованої, комової або рідкої сірки є спільною для обох варіантів технологічних ланцюжків. Для твердих товарних форм у промислових лініях на цьому етапі попередньо здійснюється плавлення

сірки. Температура цього процесу порівняно низька. Під час відстоювання та фільтрації рідкої фази легко відокремлюються механічні домішки. Таким чином вирішується завдання отримання достатнього ступеня чистоти рідкої форми або розплаву для стабільного процесу спалювання сировини в сірчаній печі. Трансфер кисню для спалювання сірки виконує атмосферне повітря, попередньо осушене в сушильній башті шляхом абсорбції вологи концентрованою сірчаною кислотою. У результаті окислення сірки в процесі горіння утворюється технологічний газ, який містить 9–12 об. % діоксиду сірки з температурою 1000–1200°C:



Практично концентрацію діоксиду сірки можна довести до стехіометричного співвідношення з об'ємною часткою кисню в атмосфері (21 %), але температура реакції перевищить межу міцності обладнання. Тому концентрацію  $SO_2$  для зниження енерговитрат системи в цілому підтримують на максимально допустимому рівні.

За стадією спалювання йде процес охолодження технологічного газу в утилізаційному котлі до температури 390–420°C, необхідної для стійкої роботи каталізатора окислення сірчастого газу. Утилізоване тепло, що виділяється під час охолодження технологічного газу, використовується для отримання енергетичної пари.

В обох варіантах охолоджений технологічний газ подається на першу стадію конверсії, яка протікає на трьох шарах каталізатора за реакцією:



тобто конверсія  $SO_2$  у триоксид відбувається в адіабатичному режимі з підвищенням температури газу до 610–630. Тепло, що виділяється під час реакції, утилізується до нормованої для марки каталізатора температури запалювання з урахуванням оптимальних режимів за шарами контактної маси. Агентом для трансферу тепла виступає енергетична пара, для чого контактний апарат оснащується економайзерами і пароперегрівачами.



За стадією контактування слідує перша стадія абсорбції. Газ охолоджений у теплообмінниках до температури 170–200°C з концентрацією триоксиду сірки 8,5–9,5 % надходить у зрошуваний 98,3 %-ною сірчаною кислотою моногідратний абсорбер для вилучення SO<sub>3</sub>.



Концентрацію кислоти намагаються підтримувати ближче до оптимальної 98,3 %. При її зниженні різко збільшується туманоутворення внаслідок значного зсуву балансу рівноважного тиску  $\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{SO}_3$  у бік водяної пари. За протилежного зсуву знижується ступінь конверсії триоксиду сірки. В обох випадках збільшується вміст тієї чи іншої фази реагентів у вихлопі. Якщо присутнє цільове завдання отримання олеуму, то додатково до моногідратного встановлюють олеумний абсорбер з пониженням температури технічного газу не вище 175°C. Зрошення ведуть олеумом з масовою часткою від 19 % до 24 % SO<sub>3</sub>. Абсорбція відбувається в середовищі кислотного туману і бризок, від яких очищається вихідний газ уловлювачами зокрема патронного типу. У разі одноразового контактування основний технологічний ланцюжок на цьому етапі закінчується, і після хвостового очищення відхідних газів від діоксиду сірки вони викидаються назовні. Готову сірчану кислоту з моногідратного абсорбера самопливом направляють у кислотний збірник для отримання в змішувачах товарної концентрації, після чого продукт відправляють на склад. Оскільки одноступенева технологія в системі ОК накладає обмеження на ступінь конверсії SO<sub>2</sub> в SO<sub>3</sub> (до 98 %), то обов'язкове додаткове очищення від сірчаного ангідриду вихлопних газів установки.

Цілком позбавлені цих недоліків установки системи подвійного контактування з подвійною абсорбцією (ДК-ДА), що структурно відрізняються від схеми ОК наявністю додаткового ступеня конверсії (див. рис 1.1). Однакова загальна кількість шарів каталізатора (промотивованої ванадієвої маси) обох систем контактування в установці ДК-ДА розподілена на дві стадії окислення.

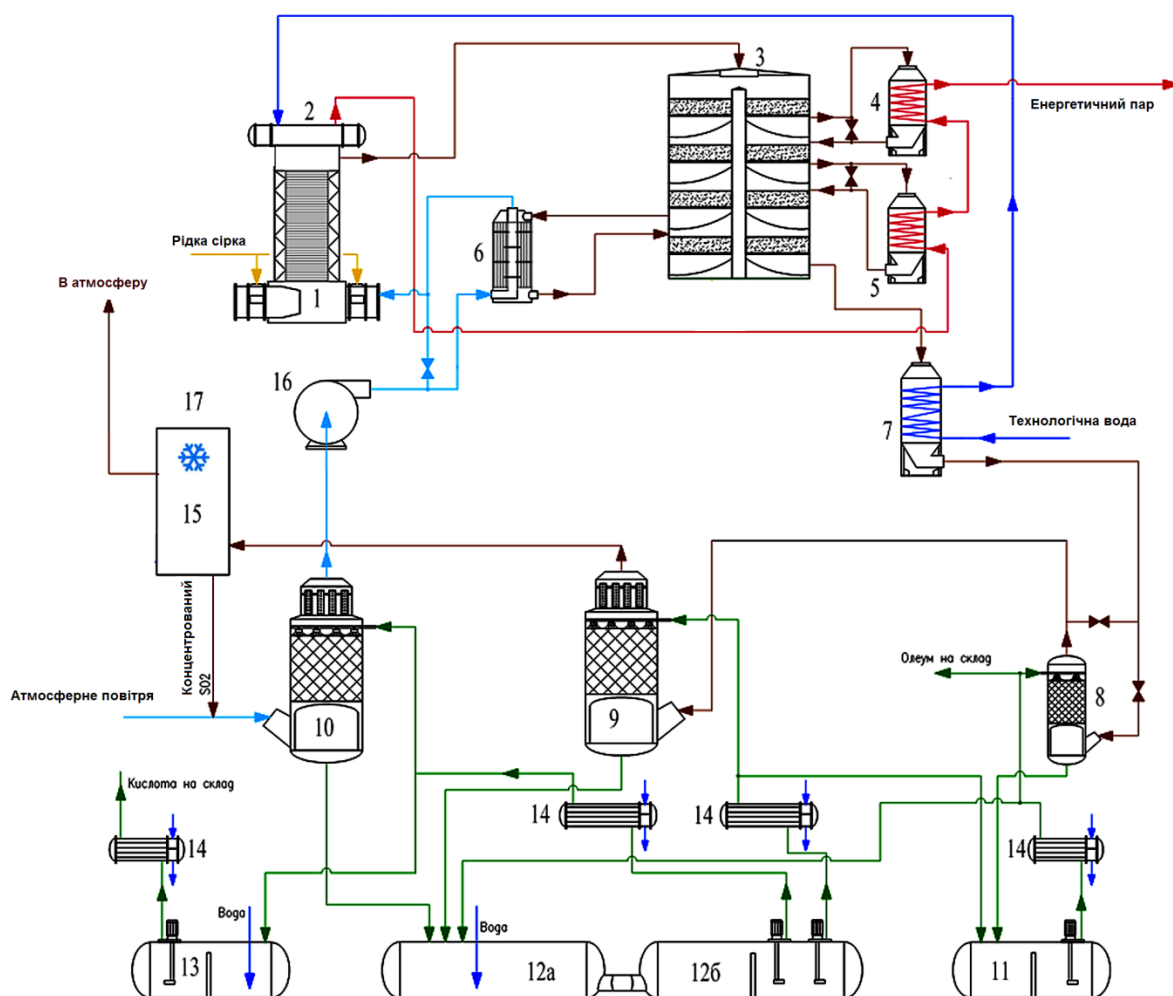


Рисунок 1.1 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом ОК з олеумним абсорбером та хвостовим очищенням відхідних газів

На першому етапі в контактному апараті реакція протікає на трьох шарах каталізатора, у другому використовується два. Технологічний ланцюжок другої стадії конверсії аналогічний лінії з ОК. Після моногідратного абсорбера першого ступеня газ проходить очищення від бризок сірчаної кислоти, нагрівається до  $420^{\circ}\text{C}$  і надходить на другу стадію конверсії, що протікає на двох шарах каталізатора. Перед наступною стадією вилучення технологічний газ охолоджується в економайзері і подається в абсорбер другого ступеня, зрошуваний 98,3 %-вою сірчаною кислотою, і потім після очищення від бризок викидається в атмосферу. У системах ДК - ДА ступінь окислення  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$  становить 99,7–99,8 %, тому додаткова ланка вилучення триоксиду сірки з вихлопних газів відсутня.

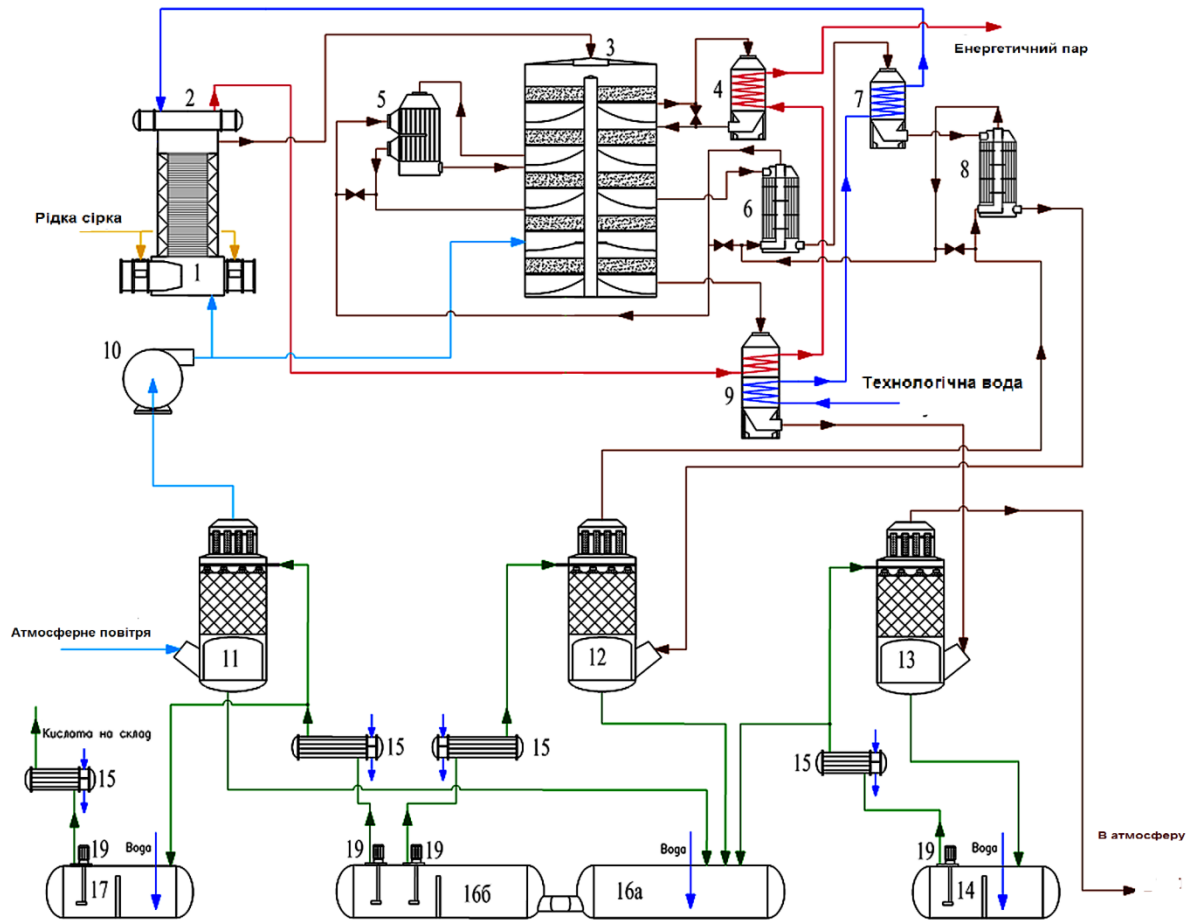


Рисунок 1.2 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом подвійного контактування

Не від'ємною частиною виробництва забезпечення енергетичного балансу виробництва, ціль якого зменшити поточні втрати, оптимізувати енерговклад в технологічну систему. Ці завдання вирішуються комбінаціями рекуперативного, очисного, утилізаційного додаткового обладнання, удосконаленням і автоматизацією управління основних технологічних процесів. Важливою складовою процесу є також розгалужена логістична інфраструктура, забезпечення витратними та енергетичними ресурсами, культура виробництва, безпекові та екологічні додатки.

### 1.3 Пропонована модернізація олеумного абсорбера

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).

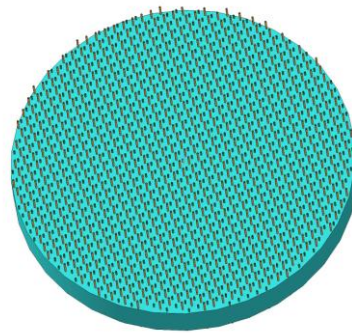


Рисунок 1.3 – Розподільна плита

Для розподілу сірчаної кислоти по всьому перетину зрошувальної плити використовуємо розподільний пристрій типу «павук» (рис. 1.4).

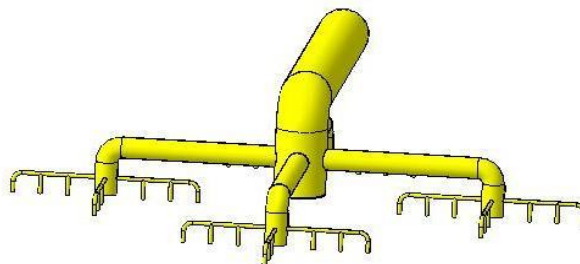


Рисунок 1.4 – Розподільний пристрій типу «павук»

Слід зазначити, що ефективність масообмінних процесів багато у чому від типу контактних пристроїв. У базовому варіанті в якості внутрішніх контактних тіл використовувалися кільця Рашига. В абсорбері модернізованої конструкції будуть застосовані перфоровані сідла «Інталокс», перевагами яких є: забезпечення меншого гідравлічного опору; збільшення об'єму газового потоку, який проходить безпосередньо через насадку; збільшення загальної площі контакту фаз.

## 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Опис технологічної схеми циклу олеумного абсорбера

Цикл олеумного абсорбера (див. рис. 2.1) включає абсорбер олеумний, збірник циркуляційний, два холодильника кожухотрубчастих з послідовним підключенням за протитечійною схемою руху середовищ.

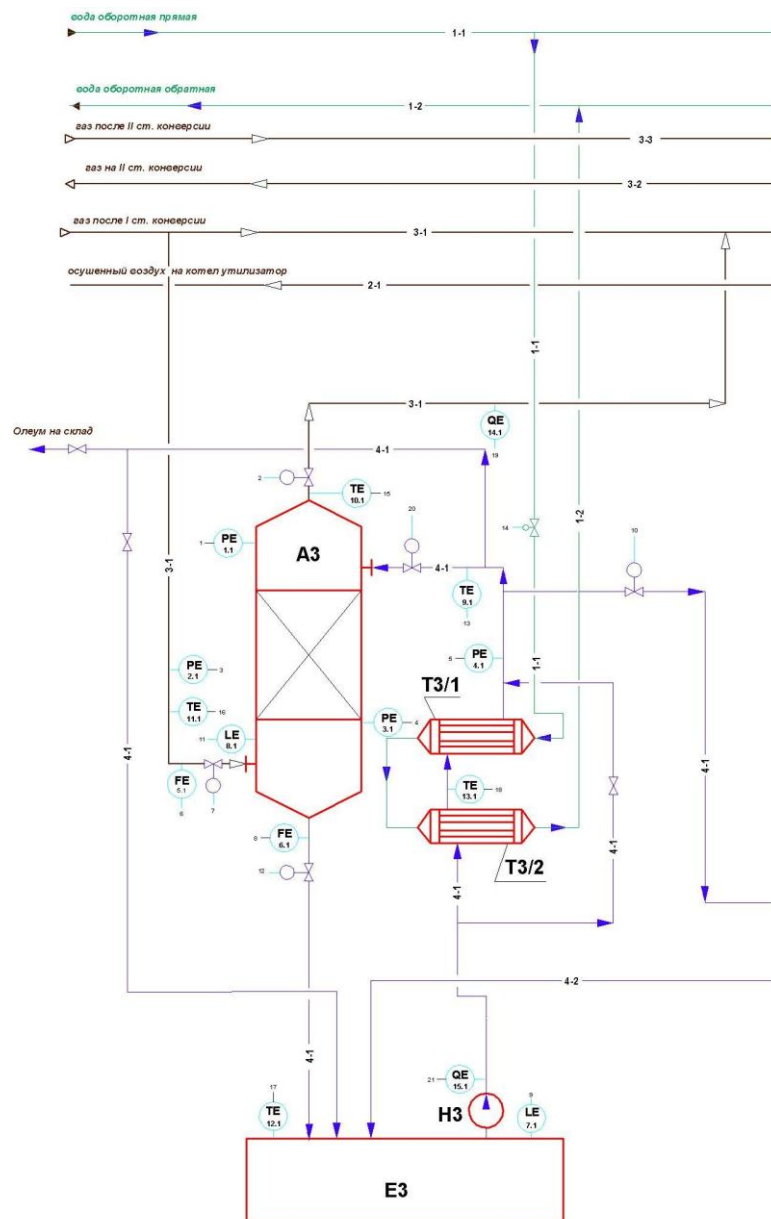


Рисунок 2.1 – Технологічна схема циклу олеумного абсорбера

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

У результаті абсорбції  $\text{SO}_3$  відбувається закріплення концентрації зрошеного олеуму до 21,5 %  $\text{SO}_3$  зв.

Розведення олеуму до концентрації 20 %  $\text{SO}_3$  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. НЗ) подається на охолодження у два послідовно з'єднаних кожухотрубчастих холодильники (поз.ТЗ/1,2).

## 2.2 Опис конструкції модернізованого абсорбера

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

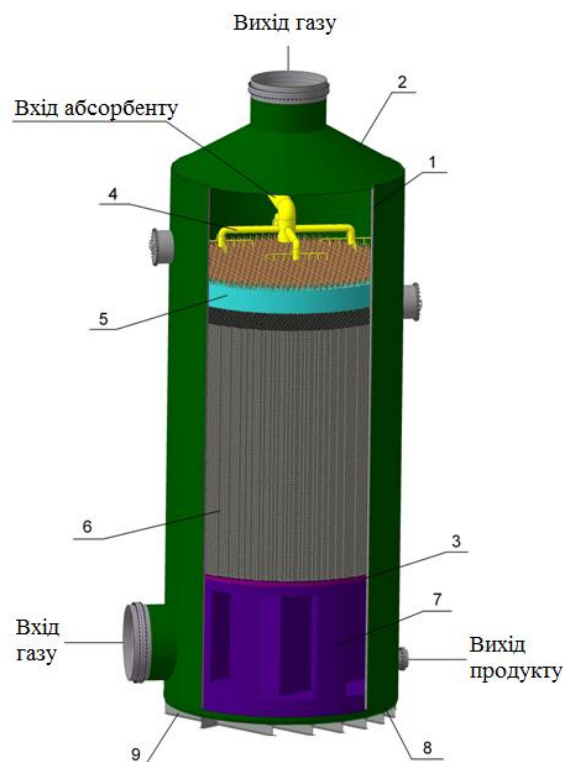


Рисунок 2.2 – 3Д модель абсорбера олеумного:

1 – обичайка; 2 – кришка; 3 – решітка; 4 – «павук»; 5 – плита розподільна;  
6 – насадка; 7 – опора; 8 – днище апарата; 9 – опора апарата

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  $\text{SO}_3$ . 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  $\text{SO}_3$  відбувається закріплення концентрації зрошеного олеуму. Поглинаючи сірчаний ангідрид, олеум нагрівається за рахунок тепла реакції утворення  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Гарячий концентрований олеум витікає із абсорбера в збірник.

### 2.3 Технологічні розрахунки та визначення розмірів апарату

Витрата циркулюючої кислоти:

$$L = L_c \cdot K_u = 20 \cdot 43379 = 867580 \frac{\text{кг}}{\text{год}}, \quad (2.1)$$

де  $L_c$  – продуктивність абсорбера (олеум на склад);

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



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

$$M = G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H), \quad (2.2)$$

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:

$$\begin{aligned} \bar{X}_H &= \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_H}{(1-x_H)} = \frac{80 \cdot 0,2}{98 \cdot (1-0,2)} = 0,204 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4 \\ \bar{X}_K &= \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_K}{(1-x_K)} = \frac{80 \cdot 0,215}{98 \cdot (1-0,215)} = 0,223 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4 \\ \bar{Y}_H &= \frac{M_{SO_3}}{M_2} \cdot \frac{y_H}{(1-y_H)} = \frac{80 \cdot 0,1181}{34,6} = 0,273 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу} \\ \bar{Y}_K &= \frac{M_{SO_3}}{M_2} \cdot \frac{y_K}{(1-y_K)} = \frac{80 \cdot 0,026}{34,6} = 0,06 \text{ кг } SO_3 / \text{кг газу}, \end{aligned}$$

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:

$$G = \frac{L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H)}{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)} = \frac{867580 \cdot (0,223 - 0,204)}{(0,273 - 0,06)} = 77390 \text{ кг / год}, \quad (2.3)$$

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

$$l = \frac{L}{G} = \frac{867580}{77390} = 11,21 \quad (2.4)$$

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

$$\lg \left[ \frac{\omega_{np}^2 \cdot a_n \cdot \rho_z \cdot \mu_{жс}^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{жс}} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{0,125}, \quad (2.5)$$

де  $\omega_{np}$  – гранична фіктивна швидкість газу, м/с;

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

$\rho_{жс} = 1870$  кг/м<sup>3</sup> – 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]:  $a = 106$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> – питома поверхня насадки;  $\varepsilon = 0,81$  – м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> – вільний об'єм.

Молярна маса:

$$M_z = M_{SO_3} \cdot Y_{SO_3} + M_{SO_2} \cdot Y_{SO_2} + M_{N_2} \cdot Y_{N_2} + M_{O_2} \cdot Y_{O_2}, \quad (2.6)$$

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

Густина газу:

$$\rho_z = \frac{M_z}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{34,6 \cdot 273 \cdot 0,117}{22,4 \cdot 443 \cdot 0,1} = 1,11 \text{ кг/м}^3, \quad (2.7)$$

Об'ємна витрата газу дорівнює:

$$V = \frac{G}{\rho_z} = \frac{77390}{1,11} = 69720 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.8)$$

Граничну швидкість  $\omega_{np}$  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:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 69720}{3,14 \cdot 1,02 \cdot 3600}} = 4,92 \text{ м} \quad (2.9)$$

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

Щільність зрошення розраховуємо за формулою:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot S}, \quad (2.10)$$

де  $S$  – щільність поперечного перерізу абсорбера,  $\text{м}^2$ .

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 5,0^2}{4} = 19,625 \text{ м}^2 \quad (2.11)$$

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]:

$$U_{\min} = a \cdot q_{\text{эф}}, \quad (2.12)$$

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  $\text{SO}_3$ :

$$W_A = \frac{L \cdot (x_k - x_n)}{1 - x_k} = \frac{867580 \cdot (0,215 - 0,2)}{1 - 0,215} = 16578 \text{ кг/год} \quad (2.13)$$

Знаходимо відведення тепла при охолодженні газу:

$$Q_1 = V \cdot c_2 \cdot (t_n^r - t_k^r), \quad (2.14)$$

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

$t_k^r$  – 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  $\text{SO}_3$  дорівнює:

$$Q_2 = W_A \cdot \Delta H_{\text{диф}}, \quad (2.15)$$

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:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 2454144 + 2851416 = 5305560 \text{ ккал / год} = 6166240 \text{ Вт} \quad (2.16)$$

Нагрівання олеуму:

$$\Delta t = \frac{Q}{L \cdot c_o}, \quad (2.17)$$

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  $55^\circ\text{C}$  його кінцева температура буде дорівнювати  $73^\circ\text{C}$ .

Рівноважний тиск  $\text{SO}_3$  над олеумом, що надходить (20 % вільн.  $\text{SO}_3$ ,  $55^\circ\text{C}$ ), складає  $P_2^* = 0,013$  бар = 1300 Па, а над олеумом, що уходить (21,5 % вільн.  $\text{SO}_3$ ,  $73^\circ\text{C}$ ),  $P_1^* = 0,041$  бар = 4100 Па. Парціальний тиск  $\text{SO}_3$  (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:

$$(P - P^*)_{\text{cp}} = \frac{(P_1 - P_1^*) - (P_2 - P_2^*)}{2,3 \cdot \lg \frac{P_1 - P_1^*}{P_2 - P_2^*}} = \frac{0,097 - 0,017}{2,3 \cdot \lg \frac{0,097}{0,017}} = 0,048 \text{ бар} = 4800 \text{ Па} \quad (2.18)$$

Ефективна поверхня контакту [2]:

$$a_{\text{эф}} = \frac{U \cdot \gamma}{P + q \cdot U}, \quad (2.19)$$

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

$\gamma$  – коефіцієнт погіршення.

Приймаємо число точок подачі зрошення на  $1 \text{ м}^2$   $n=100$ :

$$\gamma = \frac{n}{n+b} = \frac{100}{100+19} = 0,84 \quad (2.20)$$

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]:

$$\beta_x = 57,8 \cdot \omega_{\text{np}}^{0,74} = 57,8 \cdot 1,2^{0,74} = 66,15 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{МПа} . \quad (2.21)$$

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  $f = 2$ :

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

Об'єм насадки:

$$V_{нас} = \frac{W_A}{K_V \cdot (P - P^*)_{cp}} = \frac{16578}{3463 \cdot 0,048} = 99,7 \text{ м}^3 \quad (2.22)$$

Висота насадки:

$$H = \frac{V_{нас}}{S} = \frac{99,7}{19,625} = 5 \text{ м} \quad (2.23)$$

Визначаємо діаметр патрубку для введення вихідної газової суміші:

$$d_z = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_{z,n}}}, \quad (2.24)$$

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  $1780 \times 10$  мм.

Визначаємо діаметр патрубку для введення рідини:

$$d_{\text{жс}} = \sqrt{\frac{V_{\text{жс}}}{0,785 \cdot w_{\text{жс}}}}, \quad (2.25)$$

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

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

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

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера складе:

$$h_1 = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 5 = 2,5 \text{ м} \quad (2.26)$$

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

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера:

$$h_2 = 0,6 \cdot D = 0,6 \cdot 5 = 3 \text{ м} \quad (2.27)$$

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

Загальна геометрична висота абсорбера:

$$H_a = H + h_1 + h_2 = 6 + 2,5 + 3 = 11,5 \text{ м} \quad (2.28)$$



## 2.4 Гідравлічний опір абсорбера

Гідравлічний опір  $\Delta P_a$  обумовлює енергетичні витрати на транспортування газового потоку через абсорбер. Величину  $\Delta P_a$  розраховуємо за рівнянням:

$$\Delta P_a = \Delta P_c \cdot 10^{b \cdot U}, \quad (2.29)$$

де  $\Delta P_c$  – 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:

$$\Delta P_c = \lambda \cdot \frac{H}{d_s} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \cdot \rho_z, \quad (2.30)$$

де  $\omega_0$  – швидкість газу у вільному перерізі насадки:

$$\omega_0 = \frac{\omega}{\varepsilon} = \frac{1,02}{0,81} = 1,26 \text{ м/с} \quad (2.31)$$

$\lambda$  – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_y} + 2,34 \quad (2.32)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$\text{Re}_y = \frac{\omega \cdot d_s \cdot \rho_z}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{1,02 \cdot 0,050 \cdot 1,11}{0,81 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3}} = 3328 \quad (2.33)$$

Тоді:

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

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

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

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

## 2.5 Розрахунок допоміжного обладнання

Виконаємо підбір вентилятора, який використовується для подачі газу для абсорбції [4]. Газ подається в нижню частину абсорбера. Робоча витрата газу 19,4 м<sup>3</sup>/с, температура газу 170°C, тиск 0,117 МПа.

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

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (2.34)$$

Підставимо і отримаємо:

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

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

$$\omega = \frac{V}{0,785 \cdot d^2} \quad (2.35)$$

Підставимо і отримаємо:

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

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.36)$$

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

$\rho = 1,11 \text{ м}^3/\text{с}$  – густина газу.

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

$$1/e = 11111; 10/e = 111111; 560/e = 622222$$

$11111 < \text{Re} < 622222$ , тобто в трубопроводі має місце змішане тертя, і розрахунок  $\lambda$  слід проводити за формулою:

$$\lambda = 0,11(e + 68 / \text{Re})^{0,25}. \quad (2.37)$$

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  $90^\circ$ :  $\xi_2 = 1,1$ ;
- 3) вихід з труби:  $\xi_3 = 1$ .

Суму коефіцієнтів місцевих опорів знаходимо:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 1,1 + 1 = 3,7. \quad (2.38)$$

Гідравлічний опір трубопроводу знайдемо за формулою:

$$\Delta p_{mp} = \left( \frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.39)$$

де  $l = 6$  м – довжина трубопроводу.

Знайдемо гідравлічний опір трубопроводу:

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

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

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_{ап} + \Delta p_{нап}, \quad (2.40)$$

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

$\Delta p_{ап}$  – опір апарату, Па;

$\Delta p_{нап}$  – 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:

$$N_n = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_{\text{вент}} \cdot \eta_{\text{прив}}}, \quad (2.41)$$

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

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

Підставимо і отримаємо:

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

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  $P_{\text{ном}} = 23 \text{ кВт}$ .

## РОЗДІЛ 3

### ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

#### 3.1 Вибір конструкційних матеріалів [5]

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 26-291-71.

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 12X18H10T – 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;
- для опори апарату використовуємо сталь Ст. 3сп;
- для обтюрції використовуємо пароніт.

Висока агресивність сірчаної кислоти по відношенню до чистих металів, сталей і сплавів вимагає застосування для апаратурного оформлення сірчаноокислотного виробництва полімерних матеріалів, кислототривких в'язучих на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, матеріалів на основі каучуків 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 [6]

Матеріал обичайки – 12X18Н10Т.

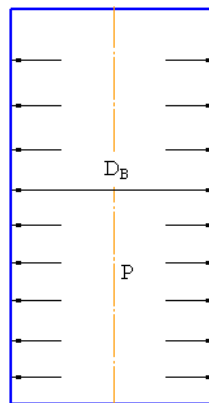


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

$$S_p = \max \left\{ \frac{p_p \cdot D_6}{2\phi[\sigma] - p_p}, \frac{p_u \cdot D_6}{2\phi[\sigma]_u - p_u} \right\}, \quad (3.1)$$

де  $P_p$  – розрахунковий тиск, МПа;

$P_u$  – пробний тиск, МПа;

$D_B$  – зовнішній діаметр, мм;

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

$\phi$  – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі  $t = 170^\circ C$  [5]:

$$[\sigma]^{170} = 145 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

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



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

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

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

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 ( $\Pi$  – проникність матеріалу, мм/рік,  $\tau$  – термін служби апарату);

$C_2$  – прибавка на ерозію;

$C_3$  – технологічна прибавка;

$C_4$  – прибавка на мінусовий 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 [5] виконавчу товщину стінки приймаємо рівною  $S = 10 \text{ мм}$ .

Визначимо товщину днища апарату:

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

де  $K$  – коефіцієнт, що враховує тип закріплення днища; приймаємо 0,45 [5];  
 $K_o$  – коефіцієнт ослаблення, що залежить від характеру розташування отворів у днищі.

Коефіцієнт ослаблення  $K_o$  розраховуємо за рівнянням [5]:

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

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

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 апарату:

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

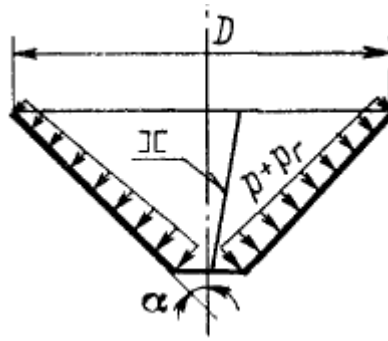


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема конічної кришки

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

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

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

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

Приймаємо  $S_k = 10 \text{ мм.}$

## РОЗДІЛ 4

### БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

#### 4.1 Обґрунтування компоновки технологічного обладнання [7]

При розміщенні обладнання необхідно враховувати наступні технологічні вимоги: 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.

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 усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним.

Холодильники розташовуємо позаду абсорбційної колони (див. рис. 4.1), 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.

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.

#### **4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання [8]**

Апарат повинен поставлятися на монтажний майданчик у максимально готовому вигляді. Якщо перевезення повністю зібраного апарата є неможливим, його постачають максимально великими блоками або окремими деталями. У всіх випадках завод-виготовлювач до відправки на монтажну дільницю повинен зробити контрольну збірку апарату, нанести на все сполучення складальні осі і контрольні позначення.

Залежно від вантажопідйомності наявних підйомних пристосувань на монтажному майданчику проводять складання апарату із деталей і блоків.

Якщо апарат можна підняти на фундамент повністю у зібраному вигляді, то після монтажу в горизонтальному положенні до нього приварюють усі обслуговуючі металоконструкції (майданчики, сходи, іноді сходові клітини), встановлюють запірну арматуру і трубопровідну обв'язку і наносять теплоізоляцію. Для виконання перерахованих робіт колони 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 жорсткість не забезпечена, при монтажі передбачають тимчасові хомути, пояси, кронштейни, які після установки апарату в проектне положення знімаються.

Згідно з інструкцією, апарат піднімають на фундамент після опресування і спуску з нього обпресувальної рідини. При підйомі окремих блоків у залежності від обраного способу монтажу розробляють конкретну технологію виробництва робіт, що передбачає максимальне скорочення обсягу робіт, що проводяться на висотних відмітках.

Окремі складові частини великогабаритного апарату доставляють на складальний майданчик, який слід розташувати якомога ближче до того місця, де відповідно до проекту повинен бути встановлений зібраний апарат. Складальний майданчик оснащується стендами, кантувачами, зварювальними автоматами тощо. Тут виконують складання апарату з готових блоків або складання великих блоків із вузлів та деталей.

Колонні апарати збирають у горизонтальному положенні. Для цього окремі блоки (частини циліндра) укладають на складальні стенди з обертовими катками – рольганги або на шпали з обмежувальними кутами-упорами. Кількість опор під кожною стикуючою частиною вибирають у залежності від маси і перетину апарату. Відстань між опорами зазвичай не перевищує 5 м.

Стикуючі частини апарату підтягують один до одного трубоукладачами або тракторами. Для співпадіння стиків по всьому периметру до крайок однієї з стикуючих частин приварюють 8 і більше напрямних планок, які після

прихватки стику короткими зварними швами зрізають газокисневою різкою. Подібні напрямні планки використовують і при установці одного блоку на інший у вертикальному положенні (при монтажі блоками). Стикування відбувається строго за заводськими контрольним позначками, нанесеними на корпус, а також по маркуванню на деталях. Відхилення розмірів стикуючих ділянок повинні бути в межах допустимих норм: зміщення кромки у кільцевих швах не повинно перевищувати 10 % товщини листа апарату, а в разі двошарової сталі повинно бути не більше товщини плакуючого шару. Підгонку стиків (наприклад, місцевим підтягуванням, роздачею, насадкою) виробляють інструментами і пристосуваннями, застосовуваними на машинобудівних заводах (гвинтовими струбцинами, стяжними клинами).

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, що передбачені проектом. Прихватку стиків, виконаних із двошарової сталі, здійснюють за основним шаром. Технологія зварювання (спосіб і режими зварювання, порядок накладання швів і термообробки) наводиться у проектній документації заводу-виготовлювача. Ділянка території, де проводиться зварювання, повинна бути захищена від атмосферних опадів та вітру для запобігання забруднення шва. Бажано зварювання виконувати на роликовому стенді, на рамі якого встановлюють один або два зварювальних автомати. Для зварювання внутрішнього шва один автомат розміщують усередині апарату.

Після завершення зварювання остаточно перевіряють усі розміри зібраного апарату, які повинні бути в межах допусків. Корпуси 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.

У процесі укрупненої збірки блоків на монтажному майданчику доводиться монтувати частину внутрішніх пристроїв, а іноді і всі внутрішні

пристрої. Для цього внутрішню поверхню приладу ретельно очищують від сторонніх предметів, окалини. Потім апарат шляхом кантування чи обертання навколо власної осі встановлюють у положення, що забезпечує найбільш легкий доступ всередину через люк і найбільш просте визначення базових складальних розмірів.

При підготовці апарату до ремонту слід відключити його від газових магістралей і електромережі та встановити заглушки згідно з існуючою в цеху схемою установки заглушок; продути апарат азотом до отримання задовільних аналізів на вміст горючих речовин (до 0,5 %); демонтувати комунікації входу газу в колону; роз'єднати фланцеві з'єднання, демонтувати допоміжне обладнання, що знаходиться всередині колони. Далі необхідно провести ретельний зовнішній і внутрішній огляд корпусу колони з метою виявлення можливих дефектів, що утворилися в процесі експлуатації (механічні пошкодження, тріщини, корозія тощо). Звернути особливу увагу на стан зварних швів і поверхонь ущільнювачів корпусу і кришки.

Суцільнозварні апарати при ремонті частіше за все не демонтуються. Демонтуються тільки внутрішні пристрої абсорбера. Після підготовчих операцій (пропарювання, промивання) відкриваються люки апарату. Для полегшення праці робітників, зайнятих на цій роботі, кришки люків рекомендується встановлювати на петлях.

Люки потрібно відкривати у суворій послідовності, починаючи з верхнього, коли колона знаходиться під паром, для запобігання струму повітря через абсорбер при одночасному відкритті нижнього і верхнього люків.

Після пропарювання колона промивається водою і провітрюється. Провітрювання необхідне для охолодження апарату і доведення концентрації продуктів в ній до допустимих санітарних норм. До робіт усередині апарату дозволяється приступати тільки тоді, коли аналіз покаже, що концентрація шкідливих газів і парів в колоні не перевищує гранично допустимих санітарних норм.

Найбільш часто внаслідок корозії виходить з ладу днище. Заміна частини корпусу, в тому числі і днища, може здійснюватися без демонтажу колони. Для



цього до верхньої частини абсорбера кріпиться опорний майданчик, під який підводяться домкрати: нижня частина колони відрізається і після підйому верхньої частини на висоту 100 мм видаляється. Після підведення нової нижньої частини верхня частина опускається і зварюється з нижньою.

Заміна днища олеумного абсорбера – це дуже відповідальна операція, яка потребує виконання необхідних розрахунків, розробки технічної документації, дотримання додаткових заходів безпеки.

Ущільнювальні поверхні корпусів, кришок і обтюраторів необхідно контролювати на якість поверхні (забоїни, сліди корозії, тріщини) і точність геометричної форми.

Матеріал корпусу і кришки піддають хімічному аналізу на вміст вуглецю в металі у результаті водневої корозії. Проби для хімічного аналізу відбирають шабером з внутрішньої поверхні апарату, очищеної від бруду та корозійного нальоту. При наявності зварних швів проби відбирають від основного і наплавленого металу в зоні з максимальною температурою (по три проби масою по 5 г кожна). Зміна твердості металу свідчить про структурні зміни його під дією корозійного середовища.

Ремонт апарату закінчується його випробуванням. При гідравлічному випробуванні колона заповнюється водою при відкритій повітрянці, яка встановлюється на верху абсорбера. Поява води в повітрянці свідчить про заповнення абсорбера. Після закриття повітрянки тиск в апараті повільно підвищується до контрольної величини. При цьому тиску апарат витримується 5 хвилин, потім тиск знижується до робочого значення, при якому здійснюється обстукування зварних швів молотком і огляд корпусу апарату. При проведенні пневматичного випробування обстукування зварних швів не проводиться.

## РОЗДІЛ 5

### АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

#### 5.1 Методи контролю і метрологічне забезпечення виробництва

Газ із газового теплообмінника по газопроводу подається в олеумний абсорбер. Для забезпечення заданої продуктивності установки регулюється витрата вихідної газової суміші і абсорбенту. На вході і виході з абсорбера проводиться контроль тиску і температури газу, а також тиску в самому абсорбері, оскільки при проведенні абсорбції ці показники не повинні відхилятися від норм технологічних параметрів процесу. Для виконання матеріального балансу по газовій фазі регулюється тиск вгорі абсорбційної колони. Також для недопущення заливання насадки або повного витікання абсорбенту регулюється рівень абсорбенту внизу колони. У газопроводі після олеумного абсорбера регулюється вміст  $SO_3$  у газі за допомогою клапана подачі абсорбенту в апарат. На виході з абсорбера контролюється кількість олеуму, що потрапляє в збірник, для контролю продуктивності апарату.

У збірниках сушильної камери і олеумного абсорбера контролюється температура (вона повинна знаходитися в певних межах, оскільки кислота буде далі використовуватися у якості абсорбенту) і рівень (для недопущення переповнення збірника кислоти). Також контролюється концентрація олеуму в трубопроводі, на виході з олеумного збірника, для того, щоб знати якої концентрації абсорбент подається на абсорбцію.

Для охолодження кислоти, що надходить зі збірника на абсорбцію, використовуються 2 кожухотрубчасті холодильники. Для того, щоб кислота мала необхідну для процесу температуру встановлюється прилад для її контролю між першим і другим холодильником, а також регулювання після двох холодильників.

### 5.3 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання

При виборі приладів контролю і регулювання керуються наступними положеннями: прилади повинні забезпечувати необхідну точність вимірювання, бути досить чутливими і надійними в роботі; показуючі прилади повинні мати наочну шкалу і покажчик. Самописні прилади повинні регулювати показання у вигляді чіткої, добре помітної кривої; місцеві прилади повинні мати місця розташування, легко доступні для спостереження за показаннями; похибка не повинна виходити за доступні межі при зміні зовнішніх умов, температури і тиску навколишнього середовища; захисні трубки ртутних термометрів, термопар повинні бути досить міцними, розрахованими на дані умови роботи; діафрагми дифманометрів повинні мати камери, фланці яких також розраховані на дані умови; до вимірювальних і регулюючих приладів повинні пред'являтися вимоги по вибухо- і пожежонебезпеці.

При виборі приладів контролю і регулювання повинні враховуватися властивості об'єктів регулювання та регуляторів, щоб системи регулювання були стійкими, а процес регулювання протікав якісно, без великих відхилень регульованої величини від заданого значення.

Для здійснення контролю і регулювання технологічних параметрів вибираємо такі прилади. Для вимірювання витрати використовуються безконтактні ультразвукові витратоміри PDFM 5.0 з уніфікованим струмовим вихідним сигналом від 4 до 20 мА. Вимірювані середовища – газ, рідина. Ці прилади часто використовуються в хімічній промисловості з огляду на безконтактний метод вимірювань і можливість використання на трубопроводах з великим діаметром.

У якості приладу для вимірювання температури застосовуються термоперетворювачі з уніфікованим вихідним сигналом 4–20 мА. Вони були обрані через високу точність вимірювань, надійність роботи, простоту конструкції та обслуговування.

У якості датчика тиску використовуються перетворювачі тиску вимірювальні з електричним вихідним сигналом від 0 до 5 мА.

У якості датчика рівня використовуються безконтактні радарні рівнеміри. Ці прилади були обрані через можливість вимірювання витрати агресивних середовищ, стійкість до корозії, нечутливість до перепадів температури і тиску.

Для визначення якості газів використовується промисловий фотометричний автоматичний аналізатор, галузь застосування якого – сірковмісні гази, з межами вимірювання об'ємних часток від 0 до 100 % і стандартним вихідним струмовим сигналом від 4 до 20 мА. Для визначення якості сірчаної кислоти використовується концентратомер кондуктометричний.

У якості регулятора на установці використовується контролер багатофункціональний РК-131/300. Це компактний багатоканальний багатофункціональний високопродуктивний мікропроцесорний контролер, призначений для автоматичного регулювання і логічного керування технологічними процесами. Контролер РК 131/300 ефективно вирішує як порівняно прості, так і складні завдання управління.

Контролер призначений для побудови керуючих і інформаційних систем автоматизації технологічних процесів малого і середнього (по числу входів-виходів) рівня складності та широким динамічним діапазоном зміни технологічних параметрів, а також побудови окремих підсистем складних АСК ТП, забезпечуючи при цьому оптимальне співвідношення продуктивність-вартість одного керуючого або інформаційного каналу.

Для перетворення стандартного струмового сигналу в стандартний пневматичний регулюючий сигнал, що надходить до виконавчого механізму від регулятора, використовується електропневматичний перетворювач ЕП-2335.

Дані прилади вибрані із урахуванням особливостей проведення технологічного процесу і зарекомендували себе з позитивного боку.

## РОЗДІЛ 6

### ОХОРОНА ПРАЦІ ТА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

#### 6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва [10–12]

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

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.

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.

Сірчистий ангідрид ( $\text{SO}_2$ ) 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.

Поріг сприйняття запаху сірчистого ангідриду –  $6 \text{ мг/м}^3$ . Концентрація, що викликає роздратування очей –  $50 \text{ мг/м}^3$ , роздратування в горлі –  $20\text{--}30 \text{ мг/м}^3$ , кашель –  $50 \text{ мг/м}^3$  (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  $10 \text{ мг/м}^3$  (табл. 6.1).

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

Найменування речовини	ГДК, $\text{мг/м}^3$	Клас небезпеки
Сірчистий ангідрид ( $\text{SO}_2$ )	10	3
Сірчаний ангідрид ( $\text{SO}_3$ )	1	2
Сірчана кислота ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	1	2
Сірководень	10	3

Тривале вдихання повітря, в якому концентрація сірчистого ангідриду перевищує гранично допустиму, викликає хронічні запальні процеси дихальних шляхів, шлунка, кон'юктивіт очей, а також руйнування зубів. При вмісті  $\text{SO}_2$  в повітрі вище  $60 \text{ мг/м}^3$  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 ( $\text{SO}_3$ ) 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 протигazi 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 протигazi ГП-5, ГП-7 і дитячі.

Вдихання туману сірчаної кислоти утруднює дихання і викликає кашель. Гранично допустима концентрація сірчаного ангідриду в повітрі –  $1 \text{ мг/м}^3$ .

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 кислоту 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.

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  $10 \text{ мг/м}^3$ .

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 –  $0,1 \text{ мг/м}^3$ , миш'яковистого –  $0,3 \text{ мг/м}^3$ .

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.

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 промиванні 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.

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 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.

## **6.2 Розрахунок системи вентиляції**

У сушильно-абсорбційному відділенні газова суміш, що нагнітається вентиляторами в абсорбери, знаходиться під тиском, тому через нещільності вентиляторів, з'єднань і засувок трубопроводів, змішувачів можливе виділення оксидів азоту, сірчаного і сірчистого ангідриду в робочі приміщення. При зберіганні сірчаної кислоти в збірниках можливе виділення парів сірчаної кислоти.

Розрахунок вентиляції зводиться до визначення необхідної кількості вентиляційного повітря  $L$  для того, щоб розбавити шкідливі виділення до значень, що не перевищують гранично допустимих концентрацій.

Кількість шкідливих виділень, що надходять в приміщення: сірчаного ангідриду  $G_1 = 24$  г/год.; сірчистого ангідриду  $G_2 = 42$  г/год.; парів сірчаної кислоти  $G_3 = 17$  г/год. Загальний обсяг сушильно-абсорбційного відділення  $V = 6000$  м<sup>3</sup>. Кількість тепла, що надходить в приміщення  $Q_{надх} = 113$  кДж/с. Концентрація шкідливих виділень в приміщенні: сірчаного ангідриду  $C_1 = ГДК_1 = 1$  мг/м<sup>3</sup>; сірчистого ангідриду  $C_2 = ГДК_2 = 10$  мг/м<sup>3</sup>; парів сірчаної кислоти  $C_3 = ГДК_3 = 1$  мг/м<sup>3</sup>. Теплоємність повітря  $c = 1,01 \frac{кДж}{кг \cdot K}$ . Густина повітря  $\rho = 1,29 \frac{кг}{м^3}$ ; Температура повітря, що приходить  $t_{прих} = 12^\circ C$ . Температура повітря, що викидається  $t_{вик} = 25^\circ C$ .

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

$$L = \frac{G}{(C - C_u)} = \frac{G}{ГДК}$$

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

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

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

Оскільки сірчаний і сірчистий ангідрид відносяться до шкідливих речовин, що характеризуються сумациєю шкідливої дії, то сумарний повітрообмін буде дорівнювати:

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

Кратність повітрообміну складе:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{28200}{6000} = 4,7 \text{ год.}^{-1}$$

Повітрообмін для видалення надлишкового тепла визначаємо за формулою:

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

Кратність повітрообміну дорівнює:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{24012}{6000} = 4 \text{ год.}^{-1}$$

Максимальна шкідливість по шкідливим речовинам, оскільки кратність повітрообміну при цьому становить  $4,7 \text{ год.}^{-1}$ , що більше  $4 \text{ год.}^{-1}$  при теплонадлишках. У зв'язку із цим в цеху передбачена не тільки природна вентиляція (через дверні та віконні прорізи), але і вентиляція за допомогою приточно-витяжних систем (промислова приточно-витяжна вентиляційна установка з номінальною об'ємною витратою (подачею) повітря  $L = 30000 \text{ м}^3/\text{год.}$ ) кратністю повітрообміну  $n = 5$ .

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи / укладачі: В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : Сумський державний університет, 2019. – 52 с.
2. Васильев Б. Т. Технология серной кислоты / Б. Т. Васильев, М. И. Отвагина. – М. : Химия, 1985. – 384 с.
3. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1987. – 576 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по проектированию / Под ред. Дытнерского Ю. И. – М. : Химия, 1983. – 272 с.
5. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лащинский. – Л. : Машиностроение, 1981. – 382 с.
6. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов втузов / М. Ф. Михайлев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михайлева М. Ф. – Л. : Машиностроение, 1984. – 301 с.
7. Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» для студентів спеціальності 7.090220, 8.090220 «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» / укладачі: О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Сумський державний університет, 2007. – 80 с.
8. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 312 с.
9. Голубятников В. А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1985. – 352 с.

10. Исследования в области производства серной кислоты : Труды НИУИФа. Выпуск 225. – М. : НИУИФ, 1975. – 219 с.
11. Свит Т. Ф. Технологическое оборудование производств неорганических веществ : Учебное пособие / Т. Ф. Свит, В. В. Зацепин. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.
12. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Юдина Е. Я., Белова С. В. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Машиностроение, 1983. – 432 с.