

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 моногідратного абсорбера виробництва сірчаної кислоти. Розробити та модернізувати насадкову колонну

Виконав:
студент групи ХМ.мдн-12п
Небрат Володимир Григорович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Юхименко Микола Петрович

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	3
РОЗДІЛ 1. ОСНОВИ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА. ОБҐРУНТУВАННЯ І МОДЕРНІЗАЦІЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА	5
1.1 Характеристики сировинної бази та отримуваних продуктів	5
1.2 Розвиток та осучаснення технологічних систем виробництва	15
1.3 Пропонована модернізація абсорбера моногідратного	17
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	19
2.1 Опис технологічної схеми сірчанокислотного виробництва	19
2.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу	23
2.3 Опис конструкції проектного апарату	26
2.4 Технологічні розрахунки та визначення розмірів апарату	27
2.5 Визначення гідравлічного опору апарату	35
2.6 Вибір допоміжного обладнання	36
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	41
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	41
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	42
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	48
4.1 Обґрунтування компоновки обладнання установки	48
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	50
РОЗДІЛ 5. АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	54
5.1 Методи контролю і метрологічне забезпечення виробництва	54
5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання	54
РОЗДІЛ 6. АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК І ШКІДЛИВИХ ФАКТОРІВ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА	57
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	63
ДОДАТКИ	

ВСТУП

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

В Україні частка використання сірчаної кислоти для виробництва мінеральних добрив, ще вища. Для живлення рослин особливо потрібні фосфор і азот. Природні фосфорні сполуки (апатити і фосфорити) містять фосфор у вигляді важко засвоюваної нерозчинної сполуки трикальцій фосфату $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$. При впливі на апатити і фосфорити сірчаною кислотою отримують кислі солі фосфорної кислоти: дікальцій фосфат $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (преципітат), розчинний у слабких органічних кислотах ґрунту і монокальцій фосфат $\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$, розчинний у воді. Фосфор розчинних сполук засвоюється рослинами. Монокальцій фосфат – основна частина добрива суперфосфату. Азот вводиться в ґрунт у вигляді водорозчинних сполук. Під час нейтралізації сірчаної кислоти аміаком коксового газу отримують водорозчинне азотне добриво, сульфатом амонію $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Добрива, що містять амоній і фосфор разом, називаються амофосами. При цьому слід зазначити, що сірчана кислота, будучи сильною двоосновною кислотою, виступає і як хімічний агент сірчано-кислого розкладання фосфатних руд під час виробництва фосфорної кислоти, а також отримання соляної, борної, плавикової та інших кислот.

Щороку спостерігається підйом показника продажу сірчаної кислоти у світі відносно попередніх років. Найбільший приріст було зафіксовано у 2016 р. – на 4,6 %. Із 264,0 млн. т у 2014 році, за прогнозами Busines Stat, до 2023 року вони сягнуть 352,7 млн. т, що перевищить значення 2018 р. на 15,9 %.

Зростання споживання пов'язане насамперед зі збільшенням чисельності населення Землі, яка, за попередніми оцінками, досягне до 2050 р. 9,8 млрд. осіб. При цьому, щоб зростаючий вгамувати попит споживання, треба збільшити виробництво сільгосппродукції приблизно на 60 % відносно сучасних показників, чого неможливо буде досягти без застосування високоякісних мінеральних добрив.

Станом на сьогодні основним способом виробництва сірчаної кислоти є контактний, адже він має переваги перед іншими, а саме: отримання продукту у вигляді чистої концентрованої кислоти, прийнятною для всіх споживачів; зменшення викидів шкідливих речовин в атмосферу з вихлопними газами.

Кваліфікаційну роботу магістра виконано згідно із дотриманням усіх нормативних вимог і стандартів у відповідності до методичних вказівок [1].

РОЗДІЛ 1

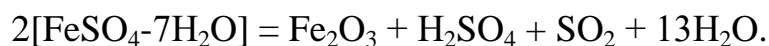
ОСНОВИ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА. ОБҐРУНТУВАННЯ І МОДЕРНІЗАЦІЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА

1.1 Характеристики сировинної бази та отримуваних продуктів

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 S₂. За температури 112,8 °C плавиться ромбічна сірка і за 118,8°C – моноклінна. За 120°C розплавлена сірка має жовтий колір і легкорухома; при підвищенні температури до 190°C вона переходить у темно-коричневу в'язку масу. За 400°C сірка знову стає легкорухомою і за 444,6°C вона кипить. При 1600°C 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 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 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 зрошували 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 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 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 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 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).

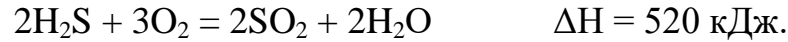
Таблиця 1.1 – Показники якості технічної сірки

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 ₂ SO ₄ , %, 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		

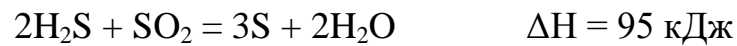
Сірка нижчої якості (сорти 9950 і 9920) не рекомендована для сірчаноокислого виробництва. У технологічних процесах застосовується рідка, комова або гранульована сірка. Частина підприємств України мають можливість переробляти сірку в рідкому і твердому агрегатних станах, що диверсифікує вибір постачальників 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 SO₂ 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 H₂S 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 H_2S взаємодіє з 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/см³ відповідно. Головною складовою частиною сірчаного колчедану є сульфід заліза 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 (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 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 SO_3 , то така суміш називається олеумом. Вона містить вільний сірчаний ангідрид.

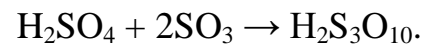
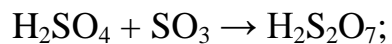
Хімічна формула сірчаної кислоти – H_2SO_4 , молекулярна вага – 98,08 г/моль, довжини зв'язків у молекулі : S=O 0,143 нм, S-OH 0,154 нм, кут HOSOH 104° , OSO 119° .

Сірчана кислота існує в природі як самостійна хімічна сполука (H_2SO_4), а також у вигляді її водних розчинів. 100 % безводна сірчана кислота або моногідрат являє собою при 20°C безбарвну маслянисту рідину, що кристалізується при $10,37^\circ\text{C}$. При кипінні утворює азеотропну суміш (98,3 % H_2SO_4 і 1,7 % H_2O з температурою кипіння $336,5^\circ\text{C}$). Густина водних розчинів сірчаної кислоти підвищується і досягає максимуму за 98,3 % H_2SO_4 , потім дещо зменшується і, за 20°C для 100 %-ної H_2SO_4 досягає $1,8305 \text{ г/см}^3$. Змішується з водою і SO_3 , у всіх співвідношеннях. У водних розчинах сірчана кислота практично повністю дисоціює на H_3O^+ , HSO_3^+ , і 2HSO_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 та осучаснення технологічних систем виробництва

Хімічна індустрія загалом одна з галузей світової економіки, має інтенсивний вектор розвитку, але її основний сегмент важкої хімії в цьому напрямку досить інертний. Хоча ця область вимагає значною мірою великі капіталовкладення в модернізацію елементів технологічного ланцюжка, це не є самостійним фактором екстенсивного зростання. Хімія – це найдавніша прикладна наука, в якій, починаючи з праць алхімії, більшість основних хімічних перетворень з отримання базових для людства хімікатів було теоретично й емпірично багаторазово доведено, а деякі вікові технологічні принципи застосовуються без суттєвих змін і зараз. За 300 років історії промислове виробництво сірчаної кислоти лише двічі зазнало глибокої трансформації з переходом на нітрозний, а пізніше на нині актуальний контактний спосіб отримання. Основними мотиваторами формату технологій в обох випадках виступали попит і сировина. Зі зростанням глобалізації світової економіки екологія стає третім фактором передумов до реформ, але до значного скорочення споживання енергетичних вуглеводородів імовірність такої події низька.

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

- методом одинарного контактування (ОК) зі ступенем окислення SO_2 в SO_3 , що дорівнює 97,5–98%, і істотним викидом в атмосферу вихлопних газів, що містять SO_2 і SO_3 , що вимагає додаткового обладнання на очистку викидів;
- методом подвійного контактування (ДК) і подвійної абсорбції (ДА). У системах ДК - ДА ступінь окислення SO_2 в SO_3 становить 99,7–99,8 %, що відповідає досягненню гранично допустимої концентрації SO_2 і 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 (рис. 1.1):

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 SO_2 при спалюванні сировини.
4. Одностадійне або двостадійне окислення $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$ в присутності каталізатора.
5. Стадії абсорбції SO_3 з вилученням сірчаної кислоти або олеуму залежно від застосованої схеми контактування. Для лінії з однократним контактуванням обов'язково доочищення вихлопних газів від SO_2 .

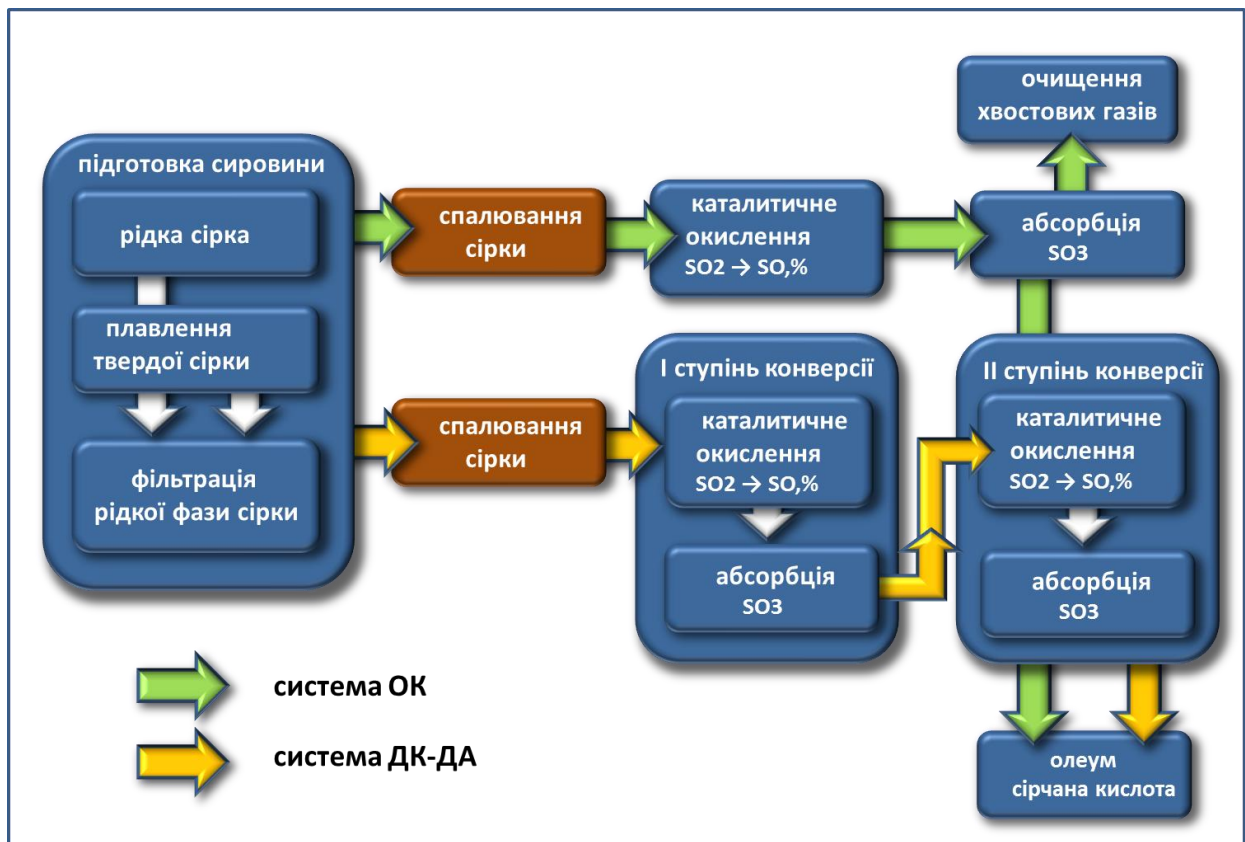


Рисунок 1.1 – Функціональна схема виробництва сірчаної кислоти та олеуму із твердих та рідких товарних форм сірки

6. Нормування та складування виробленого продукту.

Хімічна схема включає в себе реакції:

- окислення випалом сірки $S_2 + 2O = 2SO_2$
- окислення діоксиду сірки $S_2 + 1/2O_2 = SO_3$
- абсорбція триоксиду сірки $2SO_3 + H_2O = 2H_2SO_4$

1.3 Пропонована модернізація абсорбера моногідратного

У проектуваному моногідратному абсорбері застосовуємо насадку – керамічні сідла Берля. Даний вид насадки має ряд істотних переваг у порівнянні з іншими типами насадками:

- забезпечує значне зменшення гідравлічного опору (до 35–40 %);
- використання даного виду насадки дозволяє збільшити об’єм газу, який проходить через насадку колони до 20–25 %;
- збільшена поверхня контакту рідини та газу, і, відповідно, збільшений ефект газообміну (від 5 до 30 %);
- забезпечує більшу безпорядкованість насадки, не створюючи легких шляхів (каналів) для протікання рідини.

Конструкцію проектуваних апаратів необхідно вибирати на підставі техніко-економічних міркувань для досягнення високої інтенсивності процесу, простоти, компактності, зручності монтажу і ремонту, надійності в роботі і мінімальної вартості.

Економічність проектуваного апарату можна оцінити, порівнюючи його вартість із вартістю базового апарату і підраховуючи економічний ефект від модернізації конструкції апарату.

Як вже зазначалося у розділі 1.2, модернізація проектуваного апарату полягає у використанні сідлоподібної насадки Берля.

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

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

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

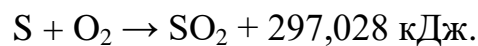
За рахунок застосування нового типу насадки було зменшено гідравлічний опір апарату на 45 %, а це пряма економія електроенергії.

РОЗДІЛ 2

ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми сірчаноокислотного виробництва

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 сірчистого 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 автотермічною 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_3 .



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_3 . 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_2 в SO_3 (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 2.1). Однакова загальна кількість шарів каталізатора (промотивованої ванадієвої маси) обох систем контактування в установці ДК-ДА розподілена на дві стадії окислення.

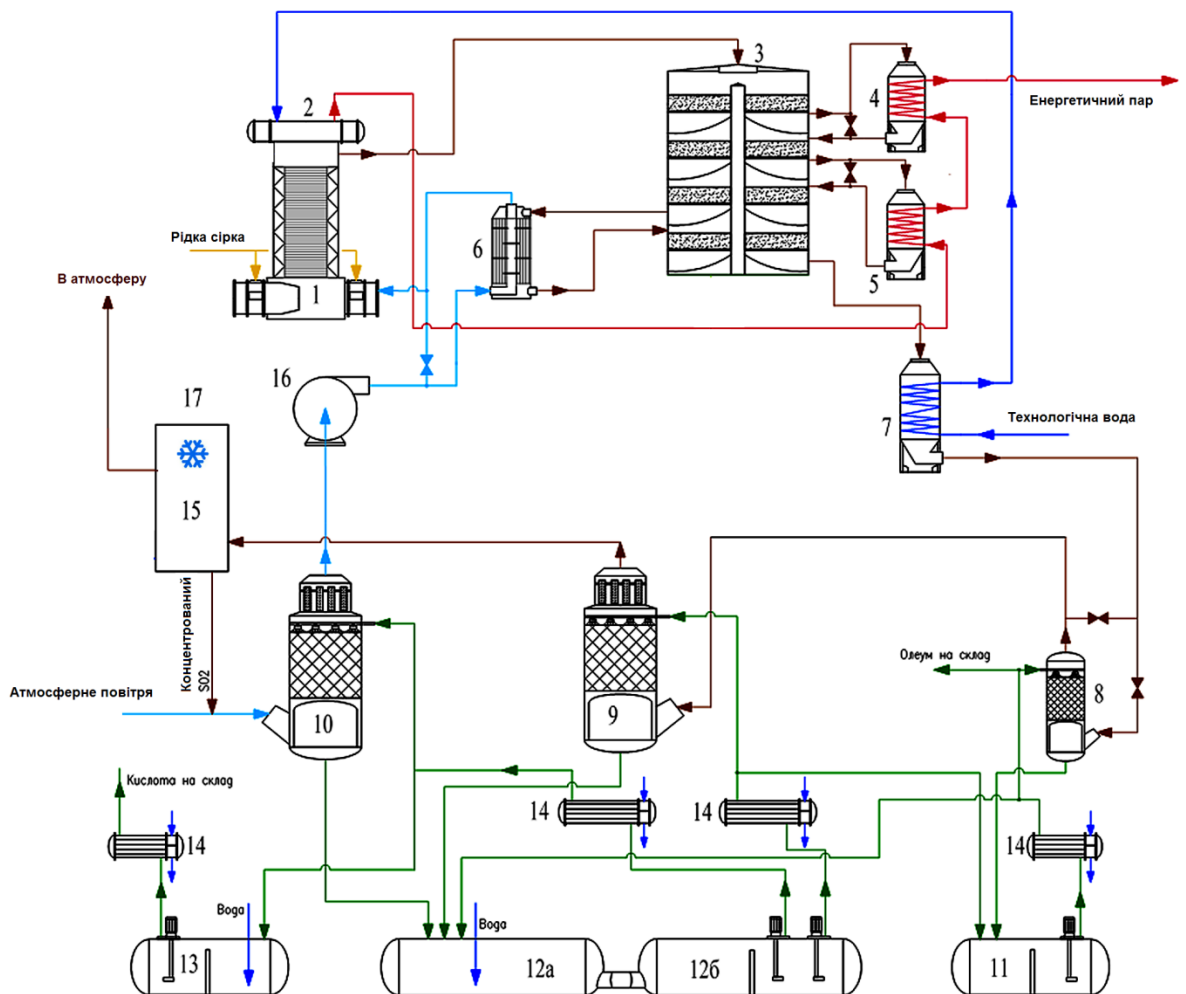


Рисунок 2.1 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом ОК з олеумним абсорбером та хвостовим очищенням відхідних газів

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°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 SO_2 в SO_3 становить 99,7–99,8 %, тому додаткова ланка вилучення триоксиду сірки з вихлопних газів відсутня.

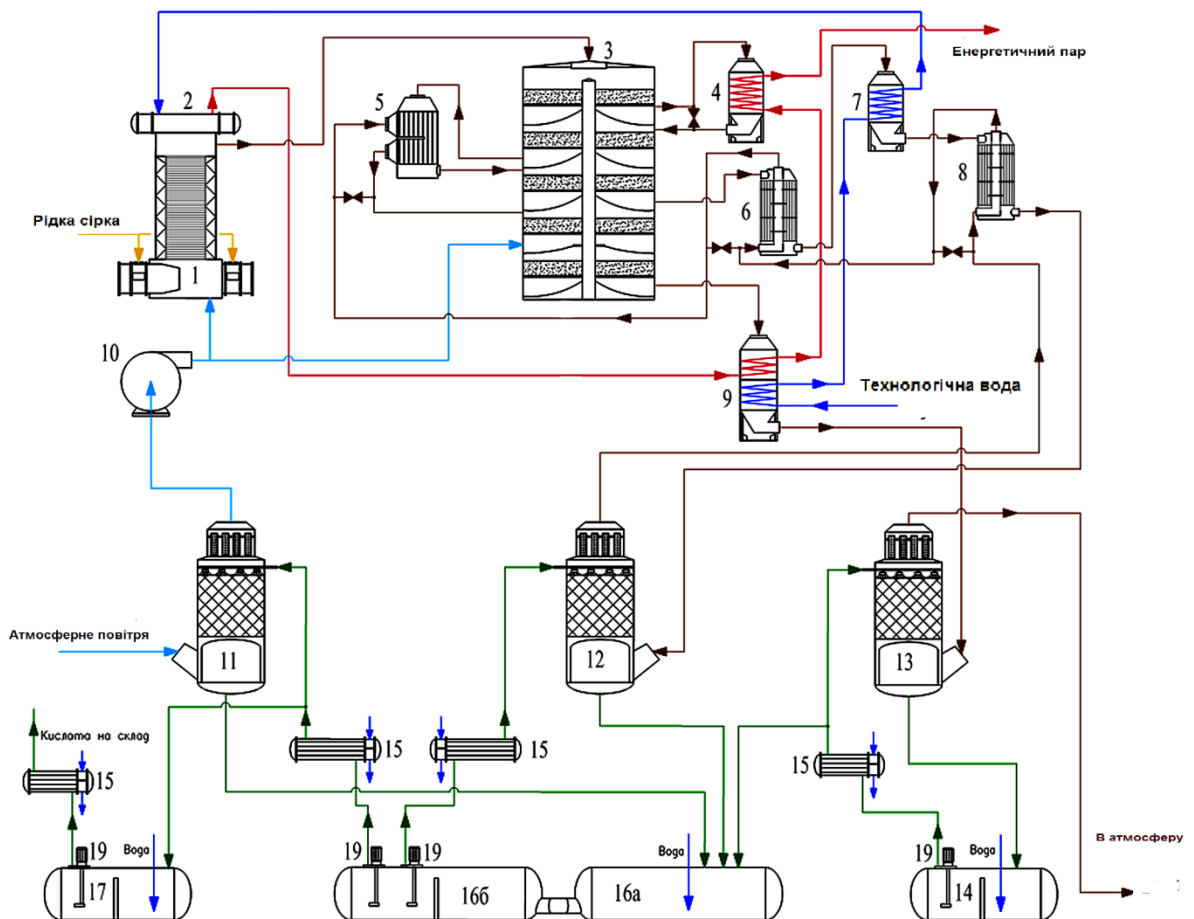


Рисунок 2.2 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом подвійного контактування

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.

2.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу

Хімічна формула сірчаної кислоти має вигляд H_2SO_4 . Моногідрит – це молекула безводної сірчаної кислоти (коли одна молекула сірчаного ангідриду з'єднується із молекулою води). Безводна сірчана кислота (100 %) складається із 81,63 % SO_3 та 18,37 % H_2O . Це безбарвна масляниста рідина, без запаху, температура кристалізації $10,37^\circ\text{C}$.

При виробництві сірчаної кислоти у якості вихідної сировини використовується сірчаний ангідрид. Принцип утворення сірчаного ангідриду полягає у спалюванні сірковмісної сировини (сірки, колчедану або відхідних газів кольорової металургії). У випадку, коли у якості вихідної сировини використовується сірка – технологію виробництва сірчаної кислоти здійснюють контактним методом.

Хімізм контактного методу полягає у наступному: сірчистий ангідрид разом з повітрям проходить через каталізатор, внаслідок чого відбувається його окислення до сірчаного ангідриду. А утворений сірчаний ангідрид поглинається водою із утворенням сірчаної кислоти.

Обжиговий газ у гарячому стані піддається обробці слабо концентрованою холодною сірчаною кислотою. За таких умов відбувається охолодження газової суміші, у результаті чого основні небажані домішки сприяють утворенню туману. Видалення туману відбувається у спеціально

встановлених фільтрах. Критерієм очищення газу від туману служить ступінь прозорості газу.

Уже після відділення від сірчаного, миш'яковистого та сірчистого ангідридів газ також звільняється і від вологи в осушувальних вежах. Очищений і осушений газ після підігрівання потрапляє до контактного апарату. Саме в цьому апараті і відбувається окислення сірчистого ангідриду у сірчаний.

Схема виробництва контактної сірчаної кислоти із колчедану складається із чотирьох ключових стадій, а саме:

1. Отримання сірчистого газу;
2. Очищення газів від шкідливих домішок та його осушення;
3. Каталізаторне окислення сірчистого ангідриду в сірчаний;
4. Абсорбція сірчаного ангідриду.

Абсорбція – це процес вибіркового поглинання газової суміші рідким поглиначем, який називають абсорбентом. Існує два різновиди даного процесу:

- фізична абсорбція – коли відбувається поглинання газу внаслідок його розчинення в абсорбенті;
- хімічна абсорбція (хемосорбція) – коли відбувається поглинання газу внаслідок його хімічної взаємодії з абсорбентом.

На практиці також є можливим поєднання одразу двох вище зазначених механізмів процесу.

У результаті переходу із газової фази в рідку енергія молекул цільового компоненту значно зменшується. Саме тому у процесі абсорбції спостерігається виділення тепла і, як наслідок, підвищується температура усієї системи. Також об'єм цієї системи при абсорбції зменшується внаслідок зменшення об'єму газової фази.

Таким чином, у відповідності до принципу Ле-Шательє, розчинність газу в рідині збільшується при більш високому тиску і понижених температурах процесу. Статика процесу абсорбції описується рівнянням Генрі, а кінетика – основними рівняннями масопередачі.

Закон Генрі. Маса m газу, розчиненого в рідині даного об'єму, при сталій температурі пропорційна парціальному тиску p цього газу над розчином:

$$C = k \cdot P,$$

де P – парціальний тиск газу над розчином, Па;

C – молярна концентрація газу в розчині, моль/л;

k – коефіцієнт (константа) Генрі, моль/(Па·л). Коефіцієнт залежить від природи газу і розчинника, а також від температури.

Основний кінетичний закон стосовно до процесів масопередачі формулюється наступним чином: швидкість процесу масопередачі прямо пропорційна рушійній силі і обернено-пропорційна дифузійному опору:

$$W_m = \frac{M}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta C}{R},$$

де M – маса речовини, яка перейшла із однієї фази в іншу, кг;

F – площа поверхні контакту фаз;

τ – час;

ΔC – середня рушійна сила масообмінного процесу;

R – дифузійний опір.

Оскільки дифузійний опір є величиною, яку складно визначити, то її замінюють зворотною величиною, яка називається константа швидкості – коефіцієнт масопередачі.

Коефіцієнт масопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}},$$

де β_y, β_x – відповідно коефіцієнти масовіддачі у газовій і рідкій фазах;

m – середній коефіцієнт розподілу.

2.3 Опис конструкції проектного апарату

Моногідратний абсорбер (рис. 2.3) являє собою сталевий, зварний, вертикальний циліндричний апарат з конічною кришкою 2 і плоским нижнім днищем 8. Усередині апарат футерований корозійностійкими матеріалами; футерування нижньої частини виконано разом із арками, які закінчуються колосниковою решіткою під насадку.

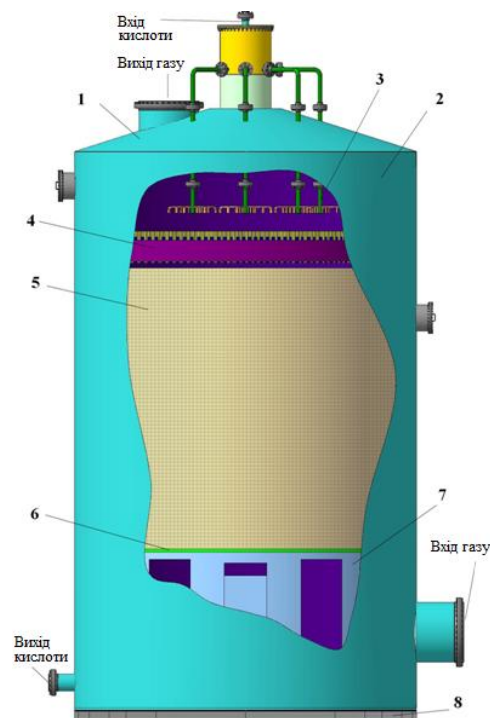


Рисунок 2.3 – Абсорбер моногідратний: 1 – кришка; 2 – сталева обичайка; 3 – «павук»; 4 – розподільна плита; 5 – насадка; 6 – колосникова решітка; 7 – опора колосникової решітки; 8 – опора апарату

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

Із контактного апарату газ надходить в ангідридний холодильник, а потім в моногідратний абсорбер. Газоходи до моногідратного абсорберу і після нього футеруються. Цикл моногідратного абсорбера включає абсорбер моногідратний,

збірник змішувальний, збірник об'єднаний, два холодильника кожухотрубчастих з послідовним підключенням по протитечійній схемі руху середовищ.

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

2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарату

Витрата циркулюючої кислоти:

$$L = L_c \cdot K_u = 20 \cdot 380000 = 7,6 \cdot 10^6 \frac{m}{\text{рік}} = 867580 \frac{\text{кг}}{\text{год}}, \quad (2.1)$$

де L_c – продуктивність абсорбера;

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

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

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned}\bar{X}_H &= \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_H}{(1-x_H)} = \frac{80 \cdot 0,804}{98 \cdot (1-0,804)} = 0,656 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4; \\ \bar{X}_K &= \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} \cdot \frac{x_K}{(1-x_K)} = \frac{80 \cdot 0,808}{98 \cdot (1-0,808)} = 0,670 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } H_2SO_4; \\ \bar{Y}_H &= \frac{M_{SO_3}}{M_z} \cdot \frac{y_H}{(1-y_H)} = \frac{80 \cdot 0,026}{29,7 \cdot (1-0,026)} = 0,072 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } \text{газу}; \\ \bar{Y}_K &= \frac{M_{SO_3}}{M_z} \cdot \frac{y_K}{(1-y_K)} = \frac{80 \cdot 0,0001}{29,7 \cdot (1-0,0001)} = 0,00027 \text{ кг } SO_3 / \text{кг } \text{газу},\end{aligned}$$

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

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

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

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

Витрата газу:

$$G = \frac{L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H)}{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)} = \frac{867580 \cdot (0,670 - 0,656)}{(0,072 - 0,00027)} = 169331 \text{ кг / год}, \quad (2.3)$$

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

$$l = \frac{L}{G} = \frac{867580}{169331} = 5,12 \quad (2.4)$$

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

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

$\rho_{жс} = 1870 \text{ кг/м}^3$ – густина поглинача [2].

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

Характеристики вибраної насадки [3]:

– $a = 165 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – питома поверхня насадки;

– $\varepsilon = 0,7$ – $\text{м}^3/\text{м}^3$ – вільний об'єм;

– $d_E = 0,017 \text{ м}$ – еквівалентний діаметр.

Молярна маса:

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

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

Молярні маси і вміст компонентів у газі наведено в табл. 2.1.

Таблиця 2.1 – Молярна маса і вміст компонентів у газі

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

Густина газу:

$$\rho_z = \frac{M_z}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{29,7 \cdot 273 \cdot 0,12}{22,4 \cdot 388 \cdot 0,1} = 1,12 \text{ кг/м}^3, \quad (2.7)$$

Об'ємна витрата газу дорівнює:

$$V = \frac{G}{\rho_z} = \frac{169331}{1,12} = 151188 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (2.8)$$

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

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

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

Діаметр абсорбера знаходимо з рівняння витрати:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 151188}{3,14 \cdot 0,96 \cdot 3600}} = 7,47 \text{ м} \quad (2.9)$$

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

Щільність зрошення розраховуємо за формулою:

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

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

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 8,0^2}{4} = 50,24 \text{ м}^2 \quad (2.11)$$

Підставами і отримаємо:

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

Мінімальна ефективна щільність зрошення [2]:

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

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

Підставами і отримаємо:

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

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

Кількість поглиненого SO_3 :

$$W_A = \frac{L \cdot (x_k - x_n)}{1 - x_k} = \frac{867580 \cdot (0,808 - 0,8042)}{1 - 0,808} = 16493 \text{ кг} / \text{год} \quad (2.13)$$

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; $t_n^r = 115^\circ\text{C}$;

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

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

Теплота розчинення SO_3 дорівнює:

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

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

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

Загальна кількість тепла, яке виділяється:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 2862587 + 2836796 = 5699383 \text{ ккал/год} \quad (2.16)$$

Нагрівання кислоти:

$$\Delta t = \frac{Q}{L \cdot c_0}, \quad (2.17)$$

де c_0 – теплоємність газу; $c_0=0,34$ ккал/кг·град [2].

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

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

Рівноважний тиск SO_3 над кислотою, що надходить (79°C), складає $P_2^*=0,013$ бар, а над кислотою, що уходить (99°C), $P_1^*=0,041$ бар. Парціальний тиск SO_3 (при загальному тиску $P=1,2$ бар) у газі, що надходить $P_1=0,138$ бар, у газі, що уходить $P_2=0,03$ бар.

Рушійна сила:

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

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

Середня рушійна сила:

$$(P - P^*)_{\text{cp}} = \frac{(P_1 - P_1^*) - (P_2 - P_2^*)}{2,3 \cdot \lg \frac{P_1 - P_1^*}{P_2 - P_2^*}} = \frac{0,097 - 0,017}{2,3 \cdot \lg \frac{0,097}{0,017}} = 0,046 \text{ бар} \quad (2.18)$$

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;

γ – коефіцієнт погіршення.

Приймаємо число точок подачі зрошення на 1 м² $n=40$:

$$\gamma = \frac{n}{n+b} = \frac{40}{40+19} = 0,68 \quad (2.20)$$

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

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

Коефіцієнт масовіддачі знаходимо з рівняння [2]:

$$\beta_x = 57,8 \cdot \omega_{\text{нр}}^{0,74} = 57,8 \cdot 1,2^{0,74} = 73,75 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{бар}. \quad (2.21)$$

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

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

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

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

Об'єм насадки:

$$V_{нас} = \frac{W_A}{K_V \cdot (P - P^*)_{cp}} = \frac{16493}{1996 \cdot 0,046} = 266,27 \text{ м}^3. \quad (2.22)$$

Висота насадки:

$$H = \frac{V_{нас}}{S} = \frac{266,27}{50,24} = 5,5 \text{ м}. \quad (2.23)$$

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 $w_{z.n} = 25$ м/с.

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

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

Визначаємо діаметр патрубку для введення рідини:

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

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

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

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

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера складе:

$$h_1 = 0,35 \cdot D = 0,35 \cdot 8 = 2,8 \text{ м.} \quad (2.26)$$

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

Відстань від колосникових ґрат до днища абсорбера:

$$h_2 = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 8 = 4 \text{ м.} \quad (2.27)$$

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

Загальна геометрична висота абсорбера:

$$H_a = H + h_1 + h_2 = 5,30 + 2,8 + 4 = 12,1 \text{ м.} \quad (2.28)$$

2.5 Визначення гідравлічного опору апарату

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

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

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

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

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

Гідравлічний опір сухої насадки визначимо за рівнянням:

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

де λ – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_y} + 2,34 \quad (2.31)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$\text{Re}_y = \frac{\omega \cdot d_s \cdot \rho_z}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{0,96 \cdot 0,017 \cdot 1,12}{0,7 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3}} = 1440 \quad (2.32)$$

Тоді:

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

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

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

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

2.6 Вибір допоміжного обладнання

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

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

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (2.33)$$

Підставами і отримаємо:

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

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

$$\omega = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d^2}. \quad (2.34)$$

Підставами і отримаємо:

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

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.35)$$

де $\mu = 0,021 \cdot 10^{-3}$ Па·с – в'язкість газу при температурі 115°C [2];
 $\rho = 1,12$ м³/с – густина газу.

Підставами і отримаємо:

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

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

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

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

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

$$\lambda = 0,11(e + 68 / \text{Re})^{0,25}. \quad (2.36)$$

Підставами і отримаємо:

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

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:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 1,1 + 1 = 3,7. \quad (2.37)$$

Гідравлічний опір трубопроводу знайдемо за формулою:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.38)$$

де $l = 6$ м – довжина трубопроводу.

Знайдемо гідравлічний опір трубопроводу:

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

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

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_a + (p_2 - p_1) + \Delta p_{нап}, \quad (2.39)$$

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

Δp_a – опір апарату, Па;

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

Опір апарату $\Delta p_a = 633$ Па.

Втрати напору по висоті:

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

Підставами і отримаємо:

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

Корисна потужність вентилятору:

$$N_n = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_{вент} \cdot \eta_{прив}}, \quad (2.40)$$

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

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

Підставами і отримаємо:

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

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

РОЗДІЛ 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [5, 6]

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. Характеристики сталі 12X18H10T наведено у табл. 3.1 та 3.2.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад сталі 12X18H10T

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

Таблиця 3.2 – Механічні властивості сталі Х18Н10Т

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

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 обтюрації використовуємо пароніт.

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

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність [6]

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

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

де P_p – розрахунковий тиск, МПа;

P_u – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

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

ϕ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12X18H10T при розрахунковій температурі $t = 115^{\circ}C$ [5]:

$$[\sigma]^{115} = 150 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

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

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

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

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

Виконавча товщина стінки циліндричної обичайки:

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

де $C_1 = \Pi \cdot \tau$ – корозійна прибавка (Π – проникність матеріалу, мм на рік, τ – термін служби апарату);
 C_2 – прибавка на ерозію;
 C_3 – технологічна прибавка;
 C_4 – прибавка на мінусовій допуск.

Згідно рекомендацій [5] $C_2=0$, $C_3=0$, $C_4=0$, $\Pi=0,145$ мм/рік, $\tau=10$ років.

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

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

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

Визначимо товщину днища апарату.

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

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

Коефіцієнт ослаблення K_o розраховуємо за рівнянням [5]:

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

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

Виконавча товщина стінки плоского днища:

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

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

Приймаємо $S_n = 12 \text{ мм}$.

Визначимо товщину кришки апарату:

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

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

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

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

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

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

Визначимо навантаження сухого апарату на опору:

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

Маса сухого апарату складається із наступних складових:

Маса насадки:

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

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

насадки;

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

Маса відбортованого еліптичного днища дорівнює масі кришки:

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

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

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

Маса корпусу апарату (циліндричної обичайки):

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

Маса сухого апарату:

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

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

За формулою (3.10) визначимо навантаження:

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

Визначимо навантаження апарату на опору при випробуванні під наливом:

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

де маса апарату при випробуваннях становить:

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

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

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

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

РОЗДІЛ 4

БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки обладнання установки [8]

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

Компоновку основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним. Холодильники розміщуємо іззаду абсорбційної колони, а збірник кислоти – зліва. Місце їх установки вибираємо із урахуванням мінімальної протяжності труб від апаратів, зручності очищення і заміни теплообмінних труб.

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

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

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

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

Трасування трубопроводу повинно відповідати технологічній схемі і забезпечувати компенсацію температурних подовжень. При цьому 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;
- 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 основного технологічного обладнання [8]

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

Контроль технологічного процесу виробництва сірчаної кислоти ведеться за допомогою контрольно-вимірювальних приладів з періодичної або безперервною реєстрацією параметрів, а також за допомогою періодичного відбору проб із подальшим хімічним аналізом.

Контролюються наступні параметри: температура кислот і газу, об'ємні і масові частки основних компонентів в газах і кислотах, газах і стоках, манометрический режим, ступінь абсорбції і контактування.

Для перевірки якості товарної кислоти відбираються проби один раз на зміну. При відвантаженні кислоти на сторону виконується повний аналіз кислоти відповідно до вимог.

Кількість продукції (кислоти), що відвантажується в цистернах визначається згідно градуовальних таблиць на кожен тип цистерн і показаннями вимірювальної рейки.

Кількість продукції (кислоти), що відвантажується по кислотопроводу визначається згідно градуовальних таблиць ємностей складу кислоти, а також за показаннями рівнемірів і витратомірів, встановлених на кислотопроводі.

5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання

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

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

Таким чином, вищезгаданий контроль процесу можна автоматизувати.

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

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

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

- регулюється витрата вихідної газової суміші і абсорбенту для забезпечення заданої продуктивності установки;
- регулюється тиск вгорі абсорбційної колони для виконання матеріального балансу по газовій фазі;
- регулюється рівень абсорбенту внизу колони для недопущення заливання насадки або повного витікання абсорбенту;
- регулюється вміст SO_3 у газі для досягнення потрібного ступеня закріплення кислоти в апараті;
- регулюється температура кислоти після холодильників для того щоб кислота мала необхідну температуру для проведення процесу;
- регулюється рівень кислоти в об'єднаному збірнику для запобігання його перевантаження;
- контроль тиску і температури газу на вході і виході з абсорбера, тиску в абсорбері для запобігання відхилення цих показників від норм технічних параметрів процесу;
- контролюється кількість кислоти, що потрапляє в збірник для контролю продуктивності апарату;
- контролюється температура кислоти в збірнику, оскільки кислота буде далі використовуватися у якості абсорбенту;
- контролюється концентрація кислоти в трубопроводі, на виході зі збірника, для того, щоб знати якої концентрації абсорбент подається на абсорбцію;

- контролюється температура кислоти після холодильників, до змішування з кислотою зі збірника.

5.3 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації

Для забезпечення контролю вищезазначених параметрів та їх регулювання вибираємо наступні технічні засоби автоматизації. Щоб виміряти витрату слід застосовувати витратоміри. Наприклад, PDFM 5.0 – це безконтактний ультразвуковий витратомір із уніфікованим струмовим вихідним сигналом, який коливається в діапазоні 4–20 мА. Такі витратоміри можуть бути застосовані для вимірювання як рідинного, так і газового середовища.

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

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

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

РОЗДІЛ 6. АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК І ШКІДЛИВИХ ФАКТОРІВ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА [13]

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

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

близько до сірки. Полум'я сірки не випромінює в інфрачервоному діапазоні. Таким чином воно не буде виявлено поширеними інфрачервоними сповіщувачами. Ними будуть виявлятися лише вторинні загоряння. Полум'я сірки не виділяє парів води. Таким чином детектори ультрафіолетових сповіщувачів полум'я, що використовують з'єднання нікелю, не працюватимуть. Для ефективного виявлення полум'я рекомендується використовувати ультрафіолетові сповіщувачі з детекторами на основі молібдену. Вони мають спектральний діапазон чутливості 1850–2650 ангстрем, який підходить для виявлення горіння сірки. Для виконання вимог пожежної безпеки на складах сірки необхідно:

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

На складі сірки забороняється:

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

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

дотримання гранично допустимих концентрацій шкідливих речовин в повітрі робочої зони.

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

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

4. Сода кальцинована (Na_2CO_3) – тверда (пиловидна) речовина III класу небезпеки; ГДК – $2,0 \text{ мг/м}^3$. Вдихання пилу викликає подразнення дихальних шляхів, кон'юнктивіт, шлунково-кишкові захворювання, а також поява виразок на слизовій оболонці носа. При тривалій роботі з розчинами соди, особливо гарячими, можливі екземи.

5. Сірчистий ангідрид (SO_2) – пароподібна речовина III класу небезпеки; ГДК – 10 мг/м^3 . Безбарвний газ із різким запахом сірки. Щільність по відношенню до повітря $2,264 \text{ г/л}$. Дратує переважно верхні, а при більш сильному дії нижні дихальні шляхи. Межа сприйняття запаху $0,006 \text{ мг/л}$, масова частка SO_2 у газі, який викликає безпосередньо подразнення очей – $0,05 \text{ мг/л}$; подразнення в горлі – $0,02\text{--}0,03 \text{ мг/л}$, кашель – $0,005 \text{ мг/л}$. Тривале вдихання повітря, в якому концентрація сірчистого ангідриду перевищує гранично допустиму, викликає хронічні запальні процеси дихальних шляхів, шлунка, кон'юнктивіт очей, а також руйнування зубів. При вмісті SO_2 у повітрі вище 60 мг/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,

а при сильних отруєннях необхідно проводити штучне дихання і одночасно викликати лікаря.

6. Сірчаний ангідрид (SO_2) – пароподібна речовина II класу небезпеки; ГДК – 1 мг/м^3 . Безбарвний газ, який на повітрі миттєво вступає в реакцію з парами води, при цьому утворюється туман з висячих крапель сірчаної кислоти. Дратує і припікає слизові оболонки верхніх дихальних шляхів, викликає сильний кашель і може привести до запалення верхніх дихальних шляхів. Захист органів дихання і очей від сірчистого ангідриду забезпечують промислові фільтруючі протигази марки В (коробка пофарбована в жовтий колір), Е (чорний), БКФ і МКФ (захисний), респіратори протигазові РПГ-67-В і універсальні РУ-60М-В, РУ -60МУ-В, а також цивільні протигази ГП-5, ГП-7 і дитячі.

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

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

Для уникнення і усунення небезпек необхідно дотримуватися таких правил:

- усі працівники повинні бути повністю забезпечені спецодягом, який відповідає нормам, захисним обладнанням (захисні окуляри, гумові рукавички, протигази);

- на усіх фланцевих з'єднаннях повинні бути фланцеві кожухи;

- усі рухомі частини обладнання, які обслуговують майданчики і

переходи, повинні мати огорожу, сходинок – перила;

- забороняється ремонт обладнання на ходу;
- огляд кислотопроводів, а також апаратів і збірників із кислотою необхідно виконувати в захисних окулярах і гумових рукавичках;
- при виділенні шкідливих газів в приміщення необхідно одягнути протигаз;
- здача обладнання в ремонт і прийом його з ремонту проводиться відповідно до інструкції;
- пуск обладнання проводиться тільки з дозволу майстра зміни;
- забороняється пуск в експлуатацію устаткування без огорожі, контрольно-вимірювальних приладів, які забезпечують безпеку його обслуговування.

Правила пожежної безпеки

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

У виробництві сірчаної кислоти користуються такими засобами захисту:

- фільтруючі протигази марки «В» застосовуються при вмісті кисню в повітрі не менше 18 % і вмісті шкідливих речовин не більше 0,5 %;
- при роботі з аміаком користуються протигазом марки «М» або «КД»;
- ізолюючі шлангові протигази типу ПШ-1 і ПШ-2 використовують при чищенні і ремонті устаткування всередині апаратів;
- респіратори, які захищають від пилу при збиранні в приміщеннях, відділеннях на території цеху: Росток, Клен П, Пульс М, У2-К; які захищають від парів сірчаної кислоти: «Тополя» з фільтрами марки «В», Клен ДП з фільтрами марки «В»;
- захисні окуляри, гумові чоботи, рукавички обов'язково використовуються при збиранні розливої кислоти і обслуговуванні насосів, засувок, вентилів, при ремонті кислотопроводів.

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., Отвагина М. И. Технология серной кислоты. – М. : Химия, 1985, 384 с., ил.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов/Под ред. чл. корр. АН СССР П.Г.Романкова. – 9-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1981. – 560с., ил.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Г.С.Борисов, В.П.Брыков, Ю.И.Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского, 2-е изд., перераб. и доп. — М. : Химия, 1983, 272 с., ил.
5. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи: Учеб.пособие для студентов втузов/М.Ф.Михалев, Н.П.Третьяков, А.И.Мильченко, В.В.Зобнин; Под общ. ред. М.Ф.Михалева. Л. : Машиностроение, Ленингр. Отд-ние, 1984. – 301 с., ил.
6. Свит Т.Ф., Зацепин В.В. Технологическое оборудование производств неорганических веществ. Учебное пособие. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.
7. Лашинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лашинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.
8. Лашинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лашинский. – Л. : Машиностроение, 1981. – 382 с.
9. Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – М. : Машиностроение, 1989. – 640 с.

- 10.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.
- 11.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.
- 12.Свит Т. Ф. Технологическое оборудование производств неорганических веществ : Учебное пособие / Т. Ф. Свит, В. В. Зацепин. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.
- 13.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.