

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Сушильне відділення виробництва сірчаної
кислоти. Розробити та модернізувати осушувальну башту

Виконав:
студент групи ХМ.мдн-11п
Востряков Микола Петрович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	4
РОЗДІЛ 1. ХАРАКТЕРИСТИКА СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ ТА ОТРИМУВАНИХ ПРОДУКТІВ. ОБҐРУНТУВАННЯ АКТУАЛЬНОСТІ ПРОЕКТУ	6
1.1 Характеристики та еволюція сировинної бази	10
1.2 Характеристики кінцевих продуктів синтезу сірчано-кислого виробництва	14
1.3 Еволюція технологічних систем	18
1.4 Обґрунтування проектно-розробки	20
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	22
2.1 Опис технологічної схеми сірчано-кислотного виробництва	22
2.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу	26
2.3 Опис конструкції проектного апарату	29
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарату	30
2.5 Визначення гідравлічного опору апарату	36
2.6 Вибір допоміжного обладнання	37
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	42
3.1 Вибір конструктивних матеріалів	42
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	43
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	55
5.1 Аналіз рівня автоматизації технологічного процесу сушильно-абсорбційного відділення	55
5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання	58

РОЗДІЛ 6. АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК І ШКІДЛИВИХ	
ФАКТОРІВ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА	60
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	65
ДОДАТКИ	

ВСТУП

Сірчана кислота є стратегічним хімічним продуктом, обсяги виробництва якого визначають стан хімічної промисловості, виробництва якого визначають стан хімічної промисловості і розвиток економіки держави загалом. Популярність сірчаної кислоти пояснюється її широким застосуванням. Виробництво добрив, особливо фосфорних, є основним ринком кінцевого споживання кислоти, на частку якого припадає близько 60 % світового попиту.

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 сірчаноокислого 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 [1].

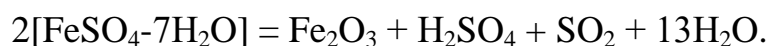
Станом на сьогодні основним способом виробництва сірчаної кислоти є контактний, адже він має переваги перед іншими, а саме: отримання продукту у вигляді чистої концентрованої кислоти, прийнятною для всіх споживачів; зменшення викидів шкідливих речовин в атмосферу з вихлопними газами.

Кваліфікаційну роботу магістра виконано згідно із дотриманням усіх нормативних вимог і стандартів у відповідності до методичних вказівок [2].

РОЗДІЛ 1

ХАРАКТЕРИСТИКА СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ ТА ОТРИМУВАНИХ ПРОДУКТІВ. ОБҐРУНТУВАННЯ АКТУАЛЬНОСТІ ПРОЕКТУ

Народженню примітивних технологій отримання сірчаної кислоти налічується вже понад тисячу років. Перша згадка про кислі гази, одержувані під час прожарювання "зеленого каменю" (залізного купоросу), приписується арабському алхіміку Джафар аль-Суфі (Гебер), який жив у VIII столітті. У літописах X ст. вже зустрічаються згадки про сірчану кислоту, де її називають "купоросною олією" за способом отримання. 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 сірчано-кислотний 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 дорого доти, 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 сірчаноокислотного 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 катализаторі 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. ХІХ ст. Не тільки через дорожнечу платини та відсутність суттєвої потреби в олеумі, а й головним чином через відсутність розуміння причини отруєння платинового катализатора.

Ситуація змінилася в останній третині ХІХ 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 сірчастого газу й кисню під час нагрівання в присутності платинованого азбесту. До початку ХХ ст. Р. Кнітчем (Німеччина) було створено промисловий метод очищення випалювального сірчастого газу від домішок, що отруюють платиновий каталізатор. У результаті цих робіт контактний спосіб виробництва сірчаної кислоти швидко набув широкого поширення. Уже з другої половини ХХ 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 платинового 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 контактної синтезу сформували сучасний вигляд промислового сірчано-кислотного виробництва.

1.1 Характеристики та еволюція сировинної бази

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 елементну 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.

Властивості 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 легкокорухома; при підвищенні температури до 190°C вона переходить у темно-коричневу в'язку масу. За 400°C сірка знову стає легкокорухомою і за 444,6°C вона кипить. При 1600°C молекули сірки розпадаються на атоми.

Елементна сірка. Як сировина сірка використовується з її природних покладів з подальшим первинним збагаченням методом Фраша або автоклавним методом. Обидва способи дають концентрат флоту з вмістом

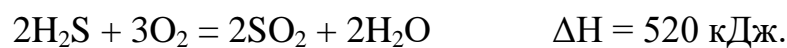
елементної сірки 70-75 % і 95-98 % відповідно. Після повторного збагачення методом флотації вміст сірки досягає 99%. Елементна сірка – найкраща сировина для виробництва сірчаної кислоти. Під час її спалювання утворюється газ із високим вмістом SO_2 , немає огарку і нехтувано мало миш'яку, наявність якого 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

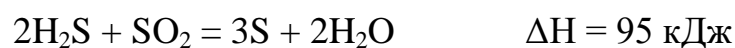
Показник	Сорт 9998	Сорт 9995	Сорт 9990
Масова частка сірки, %, не менше	99,98	99,95	99,90
Масова частка золи, %, не більше	0,02	0,03	0,05
Масова частка органічних речовин%, не більше	<0,01	<0,03	<0,06
Масова частка кислот, в перахунку на H_2SO_4 , %, не більше	<0,0015	<0,003	<0,004
Масова частка миш'як, %, 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. 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 газы можна утилізувати шляхом уловлювання SO_2 після плавки з подальшою переробкою не тільки в сірку, а й безпосередньо в сірчану кислоту. Нині для окислення сірководню до сірки використовують різні модифікації процесу Клауса. Нині понад 90 % сірки з H_2S виробляється цим способом. У стандартному виконанні він включає високотемпературну і каталітичну стадії. Під час високотемпературної стадії, відокремлені від вуглеводневої фази, кислі газы 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.

Сірчаний колчедан. 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 FeS₂ (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. Вуглистий колчедан містить від 35 до 40 мас. % S і від 10 до 20 мас. % вугілля. Вуглистий колчедан отримують як відхід під час збагачення кам'яного вугілля.

Відпрацьовані кислоти. 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 сірчаноокислотної 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 (FeS₂). 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 ХХ століття почалося поступове заміщення сірчаного колчедану сіркою як основної сировини для виробництва сірчаної кислоти. Остаточо це заміщення на європейському континенті відбулося на початку ХХІ 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.

1.2 Характеристики кінцевих продуктів синтезу сірчаноокислого виробництва

Сірчана кислота сильна двоосновна 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.



Рисунок 1.1 – Продукти сірчаноокислотного виробництва

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°.

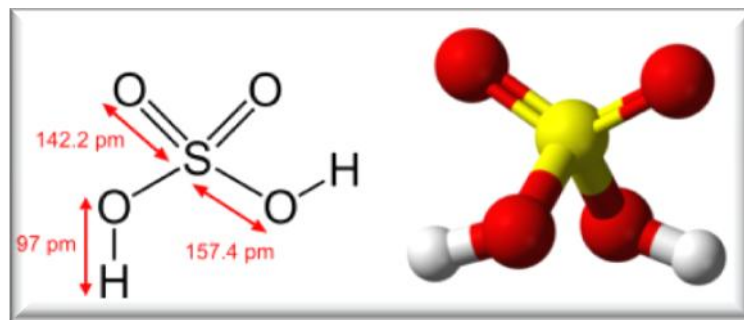


Рисунок 1.2 – Структура молекули

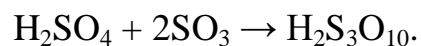
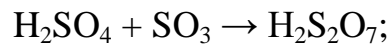
Сірчана кислота існує в природі як самостійна хімічна сполука (H_2SO_4), а також у вигляді її водних розчинів. 100 % безводна сірчана кислота або моногідрат являє собою при 20°C безбарвну маслянисту рідину, що кристалізується при 10,37°C. При кипінні утворює азеотропну суміш (98,3 % H_2SO_4 і 1,7 % H_2O з температурою кипіння 336,5°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 г/см³. 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 двоосновною 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:

1. Контактна поліпшена поліпшена;
2. Контактна технічна першого і другого сорту;
3. Реактивна;
4. Регенерована;
5. Акумуляторна.

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

Олеум. Олеум ($\text{H}_2\text{SO}_4 - (n-1)\text{SO}_3$) – 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°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.

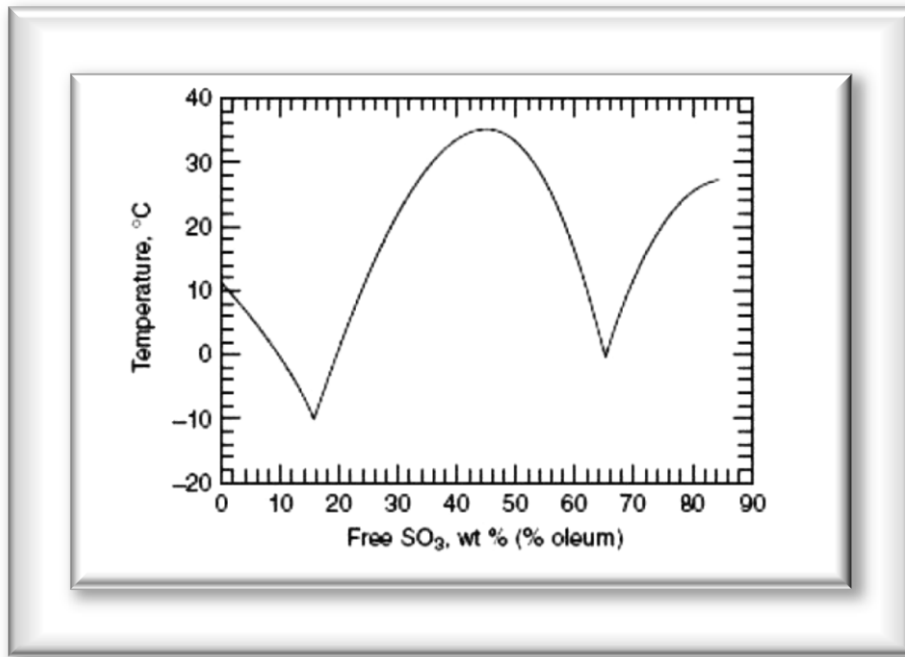


Рисунок 1.3 – Фазова діаграма стану системи сірчаній ангідрид – вода (0 % вільного SO₃ відповідає 100 % H₂SO₄; 100 % вільного SO₃ відповідає чистому сірчаному ангідриду)

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

Таблиця 1.1 – Властивості водних розчинів сірчаної кислоти та олеуму

Властивості водних розчинів сірчаної кислоти та олеуму				
Вміст % по масі		Щільність при 20 С°, г/см ³	Температура плавлення, С°	Температура кипіння, С°
H ₂ SO ₄	SO ₃ (вільній)			
98	---	1,8365	0,1	332,4
100	---	1,8305	10,4	296,2
104,5	20	1,8968	-11,0	166,6
109	40	1,9611	33,3	100,6
113,5	60	2,0012	7,1	69,8
118,0	80	1,9947	16,9	55,0
122,5	100	1,9203	16,8	44,7

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.

1.3 Еволюція технологічних систем

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.

Узагальнена функціональна та хімічна схема виробництва сірчаної кислоти

Сучасний розвиток технології виробництва сірчаної кислоти складається з декількох основних, узагальнених етапів (рис. 1.4):

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 .
6. Нормування та складування виробленого продукту.

Хімічна схема включає в себе реакції:

- окислення випалом сірки $\text{S}_2 + 2\text{O} = 2\text{SO}_2$
- окислення діоксиду сірки $\text{S}_2 + 1/2\text{O}_2 = \text{SO}_3$
- абсорбція триоксиду сірки $2\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} = 2\text{H}_2\text{SO}_4$

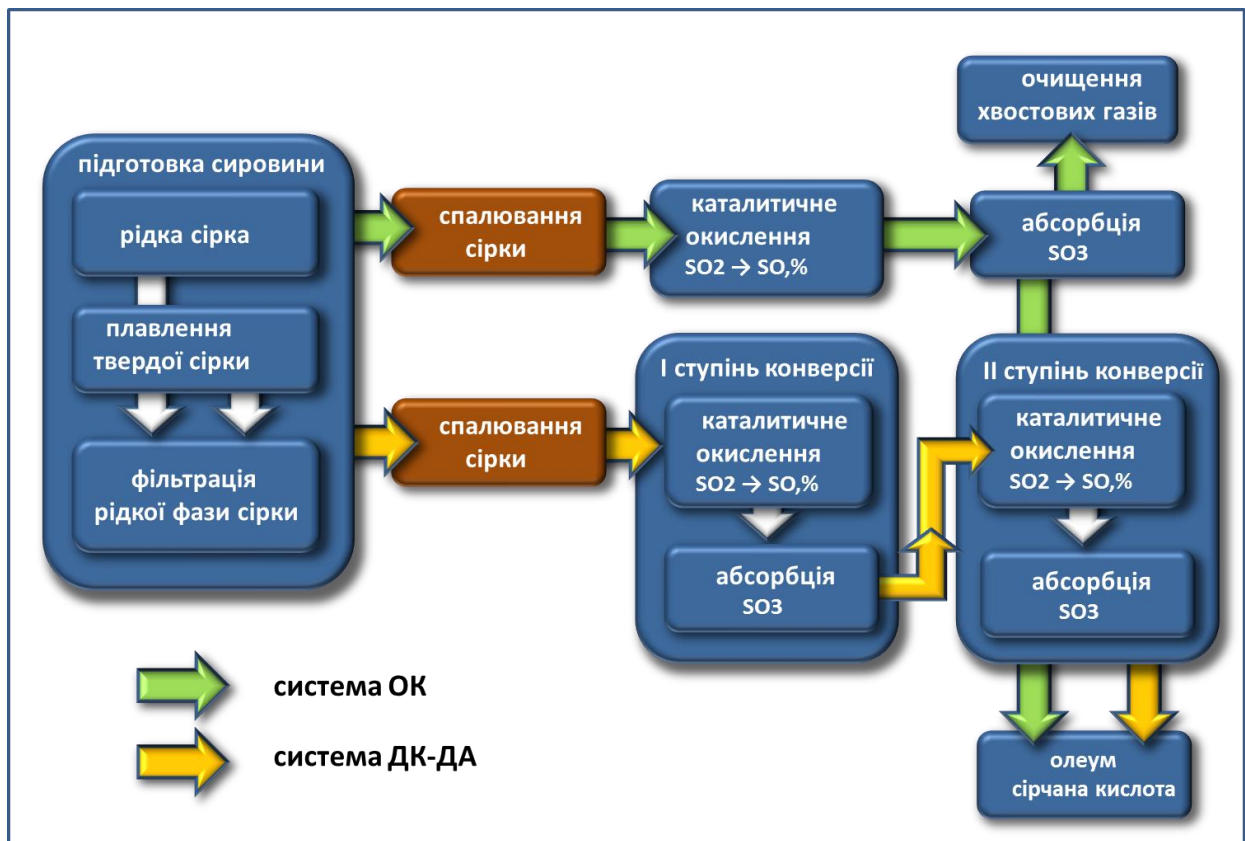


Рисунок 1.4 – Функціональна схема виробництва сірчаної кислоти та олеуму із твердих та рідких товарних форм сірки

1.4 Обґрунтування проектної розробки

Ефективність роботи насадкових апаратів визначається повнотою змочуваності поверхні насадки. Для ефективної роботи насадки остання повинна відповідати таким вимогам: володіти великою поверхнею в одиниці об'єму; добре змочуватися зрошуваною рідиною; чинити невеликий гідравлічний опір газовому потоку; рівномірно розподіляти зрошуючу рідину; бути стійкою до хімічної дії рідини і газу, які рухаються в колоні; мати невелику питому вагу; мати високу механічну міцність.

У розроблюваній осушувальній башті застосовуємо керамічну кислототривку насадку – перфоровані сідла «Інталокс» (представляє собою частину тора).

Даний тип насадки володіє наступними перевагами:

- висока ефективність навіть при малих навантаженнях;

- високі питомі навантаження;
- гарний саморозподіл рідини і більш рівномірний її рух по перетину шару;
- механічна міцність при експлуатації;
- невелика маса і тиск на стінки апарату.

Сідла «Інталокс» при однакових розмірах із кільцями Рашига мають на 25 % більшу питому поверхню і трохи більший вільний об'єм. Також сідлоподібна насадка має менший гідравлічний опір і характеризується дещо більшою ефективністю, у порівнянні з тими ж кільцями Рашига.

Застосування сідлоподібної насадки «Інталокс» дозволяє зменшити необхідну для проведення процесу абсорбції кількість насадки, а, отже, і загальну висоту апарата (яка зменшилася на 0,9 м, у порівнянні з базовим варіантом). Це, у свою чергу, призводить до зменшення матеріалоемності башти. Маса нового апарату також менше маси базового – різниця становить близько 25 %.

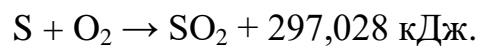
Економічність проектного апарату можна оцінити, порівнюючи його вартість із вартістю базового апарату і підраховуючи економічний ефект від модернізації конструкції апарату.

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.

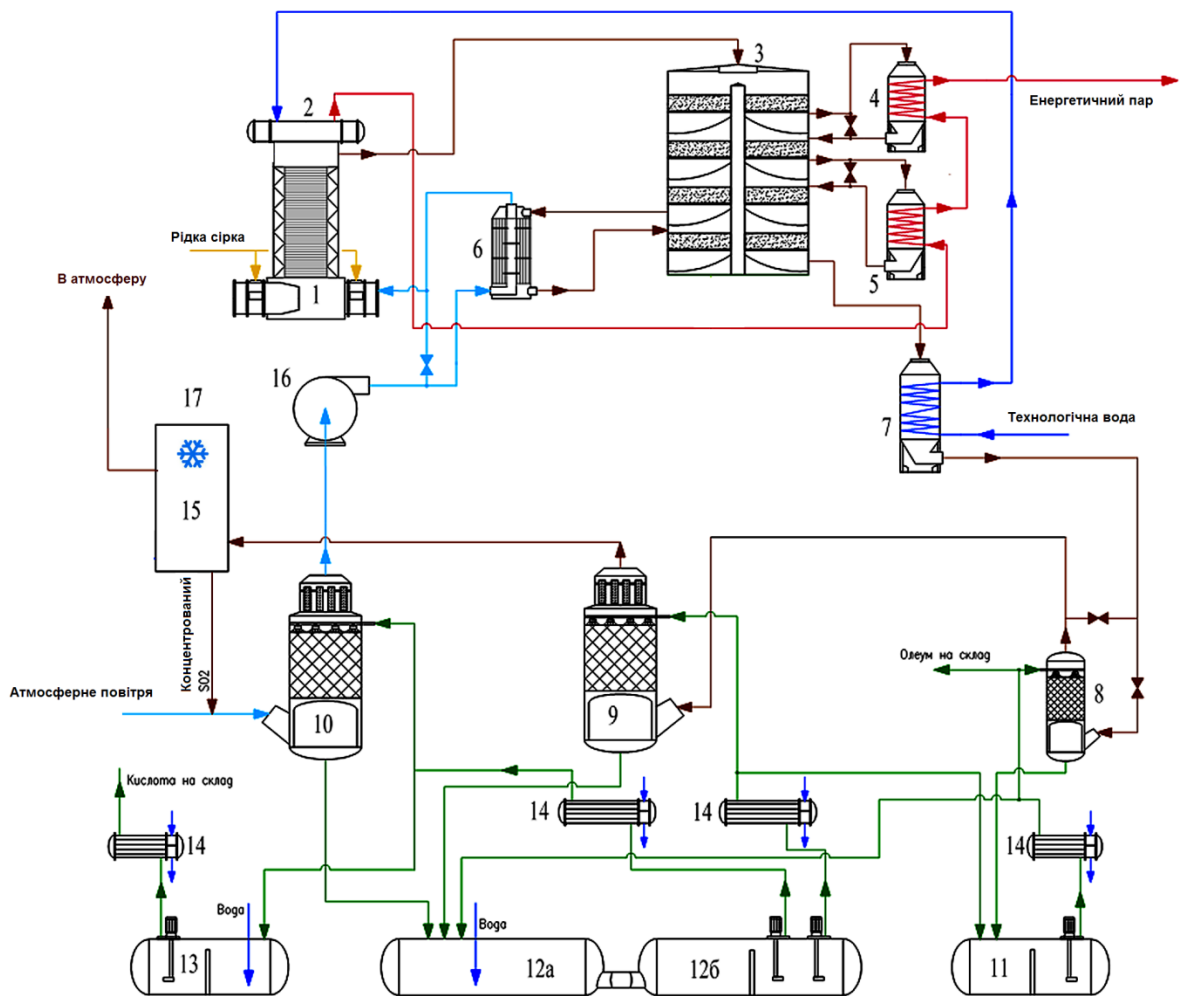


Рисунок 2.1 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом ОК з олеумним абсорбером та хвостовим очищенням відхідних газів

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.

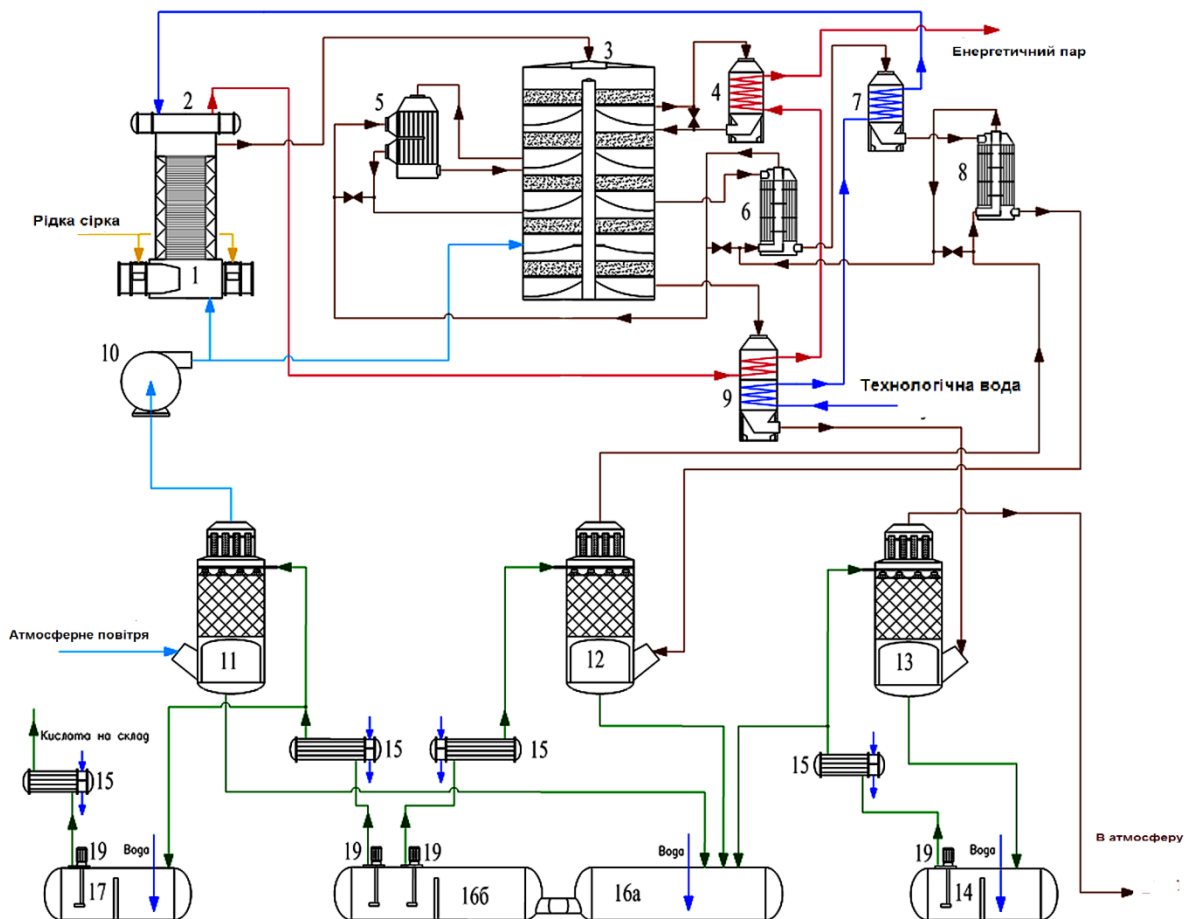


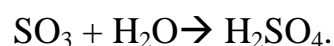
Рисунок 2.2 – Варіант реалізації технологічної схеми виробництва сірчаної кислоти методом подвійного контактування

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.

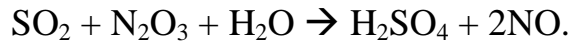
2.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу

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

При контактному методі отримання сірчаної кислоти процес окислювання SO_2 в SO_3 проводять на твердих каталізаторах. Триоксид сірки переводять в сірчану кислоту на останній стадії процесу – абсорбції триоксиду сірки, яку спрощено можна представити рівнянням реакції:



При проведенні процесу за нітрозним (баштовим) методом у якості переносника кисню використовують оксиди азоту. Окислювання діоксиду сірки здійснюється в рідкій фазі і кінцевим продуктом є сірчана кислота:

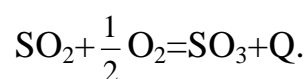


У даному проекті використовуємо метод подвійного контактування, оскільки застосування цього методу дозволяє підвищити ступінь конверсії сірчистого ангідриду в порівнянні з одинарним контактуванням з 0,97–0,98 до 0,995–0,999. При такому високому ступені конверсії в більшості випадків не потрібна додаткова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

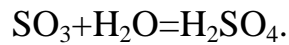
Хімічний склад сірчаної кислоти виражається формулою H_2SO_4 . Відносна молекулярна маса сірчаної кислоти 98,08. Молекула безводної сірчаної кислоти (моногідрит) являє собою з'єднання однієї молекули сірчаного ангідриду з однією молекулою води. Якщо в суміші на 1 моль SO_3 доводиться більше 1 моля води, то така суміш називається водним розчином сірчаної кислоти. Якщо на 1 моль води доводиться більше ніж 1 моль SO_3 , то така суміш називається олеумом. Вона містить вільний сірчаний ангідрид. Безводна сірчана кислота містить 100 % H_2SO_4 або 81,63 % SO_3 – 18,37 % H_2O . Це безбарвна масляниста рідина, яка не має запаху, з температурою кристалізації 10,37°C. Щільність при 20°C становить 1,8305 г/см³.

Вихідною речовиною для виробництва сірчаної кислоти є сірчаний ангідрид, який утворюється в результаті спалювання сірковмісної сировини: сірки, колчедану, відхідних газів кольорової металургії тощо. Використання у якості сировини чистої сірки дозволяє вести технологічний процес виробництва сірчаної кислоти контактним методом.

Суть контактного методу полягає у тому, що газоподібний сірчистий ангідрид, проходячи разом з повітрям через каталізатор, окислюється до сірчаного ангідриду з реакції:



Сірчаний ангідрид, що утворився, далі поглинається водою з утворенням сірчаної кислоти:



Горячий обжиговый газ после выделения пыли обрабатывают сравнительно малоконцентрированной и холодной H_2SO_4 . В этих условиях газ охлаждается и основные нежелательные примеси (серный, мышьяковистый и сернистый ангидриды) образуют туман, который затем удаляется в специальных фильтрах. Полнота очистки от тумана легко контролируется по прозрачности газа.

Горячий випалювальний газ після виділення пилу обробляють порівняно малоконцентрованою і холодною H_2SO_4 . У таких умовах газ охолоджується і основні небажані домішки (сірчаний, миш'яковистий і сірчистий ангідриди) утворюють туман, який потім видаляється у спеціальних фільтрах. Повнота очищення від туману легко контролюється по прозорості газу.

Після видалення шкідливих домішок газ звільняється від вологи в сушильних баштах, далі підігрівається і поступає в контактний апарат, де сірчистий ангідрид окислюється в сірчаний ангідрид. Газ, що виходить із контактного апарату обробляється сірчаною кислотою, яка абсорбує сірчаний ангідрид. Гази, що відходять, видаляються в атмосферу. Таким чином, схема виробництва контактної H_2SO_4 з колчедану містить у собі чотири основні стадії:

- отримання сірчистого газу;
- очищення газів від домішок;
- окислення сірчистого ангідриду в сірчаний ангідрид на каталізаторі;
- абсорбція сірчаного ангідриду.

Абсорбцією називають процес поглинання газу або пари рідким поглиначем (абсорбентом). Поглинання газу може відбуватися або за рахунок його розчинення в абсорбенті, або у результаті його хімічної взаємодії з абсорбентом. У першому випадку процес називають фізичної абсорбцією, а у

другому випадку – хемосорбцією. Можливо також поєднання обох механізмів процесу.

У нашому випадку сірчистий газ, що подається в абсорбер, зрошується олеумом, який поглинає розчинений в газі SO_3 . При цьому відбувається закріплення концентрації SO_3 в олеумі.

При переході з газової фази в рідку, енергія молекул компонента, що розподіляється, зменшується. Тому процес абсорбції супроводжується виділенням тепла і підвищенням температури системи. Крім того, обсяг системи в процесі абсорбції зменшується за рахунок зменшення обсягу газової фази. Отже, згідно з принципом Ле-Шательє, розчинність газу в рідині збільшується при підвищенні тиску і зменшення температури процесу. Статика процесу абсорбції описується рівнянням Генрі, а кінетика – основними рівняннями масопередачі.

2.3 Опис конструкції проектованого апарату

Осушувальна башта (рис. 2.3) являє собою сталевий, зварний, вертикальний циліндричний апарат з конічною кришкою 2 і плоским нижнім днищем 8.

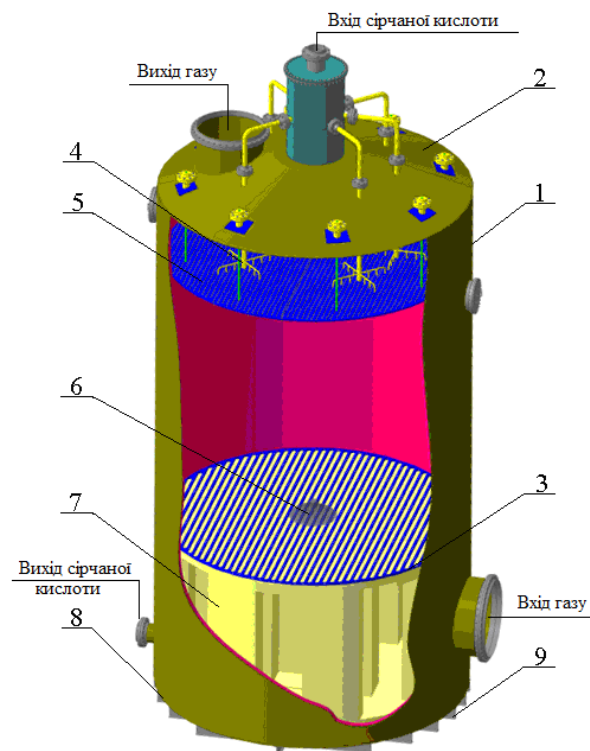


Рисунок 2.3 – 3D модель осушувальної башти

Усередині апарат футерований корозійностійкими матеріалами; футерування нижньої частини виконано разом із арками, які закінчуються колосниковою решіткою під насадку. Над шаром насадки 6 розташована розподільна система, яка складається із розподільної плити 5 і «павуків» 4. Корпус апарату захищений від корозії корозійностійкими матеріалами. Також осушувальна башта забезпечена штуцерами і люками технологічного призначення.

В осушувальну башту нагнітачем подається газ. Газоходи до башти і після неї футеруються. Цикл осушувальної башти включає безпосередньо саму башту, збірник циркуляційний, два холодильника кожухотрубних із послідовним підключенням за протитечійною схемою руху середовищ. Апарат зрошується 98 %-ою сірчаною кислотою. Контакт газу з кислотою відбувається на поверхні насадки. Забезпечується осушення газу до 0,01% вологи. Кислота витікає із осушувальної башти у спеціальний збірник (див. рис. 2.1).

2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарату

Витрата циркулюючої кислоти:

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

де L_c – продуктивність апарату;

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

Об'єм сухого газу, приведений до нормальних умов, м³/год.:

$$V = \frac{L \cdot 22,4}{M_{H_2SO_4}}, \quad (2.2)$$

де $M_{H_2SO_4}$ – мольна маса сірчаної кислоти, кмоль/кг.

$$V = \frac{867580 \cdot 22,4}{98,08} = 198142 \text{ м}^3 / \text{год}$$

Об'єм сухого газу, приведений до робочих умов, м³/год:

$$V_p = V \cdot \frac{T_p \cdot P_0}{T_0 \cdot P_p}, \quad (2.3)$$

де T_p – робоча температура всередині апарату, К;

P_p – робочий тиск всередині апарату, МПа.

$$V_p = 198142 \cdot \frac{348 \cdot 0,1}{273 \cdot 0,17} = 146440 \text{ м}^3 / \text{год}$$

Об'єм кислоти, приведений до робочих умов, м³/с:

$$V_{ж} = \frac{L}{\rho_{H_2SO_4} \cdot 3600}, \quad (2.4)$$

де $\rho_{H_2SO_4} = 1785 \text{ кг/м}^3$ – густина поглинача [2].

$$V_{ж} = \frac{867580}{1785 \cdot 3600} = 0,135 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Кількість парів води, що поглинаються із газу, кг/год:

$$Q = \frac{V \cdot (P_1' - P_2'') \cdot M_{H_2O}}{(P - P_1' - P_p) \cdot 22,4}, \quad (2.5)$$

де $P_1' = 233,7 \text{ мм рт. ст.}$ – тиск парів води в газі на вході у башту [3];

$P_2'' = 149,4$ мм рт. ст. – тиск парів води в газі на виході із башти [3];

M_{H_2O} – мольна маса води, кмоль/кг.

$$Q = \frac{198142 \cdot (233,7 - 149,4) \cdot 18}{(760 - 233,7 - 415) \cdot 22,4} = 120596 \text{ кг / год}$$

Коефіцієнт швидкості абсорбції парів води:

$$K = K_0 \cdot w^m, \quad (2.6)$$

де $K_0 = 0,04$ – константа, яка чисельно дорівнює коефіцієнту абсорбції при швидкості газу 1 м/с [1];

$m = 0,8$ – коефіцієнт при турбулентному потоці [1];

w – робоча швидкість парів в повному перерізі колони, м/с.

Швидкість захлинання для сідел «Інталлокс» визначаємо за формулою [7]:

$$W_3 = \frac{L}{0,785 \cdot D_p^2}; \quad (2.7)$$

$$D_p = 0,339 \cdot \left[\frac{37 \cdot L}{A_0} \cdot \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}} \right)^{0,5} - 510 \cdot L \cdot \lg A_1 \right]^{0,5}, \quad (2.8)$$

де A_0 і A_1 – коефіцієнти, що визначені за [7].

$$D_p = 0,339 \cdot \left[\frac{37 \cdot 241}{0,275} \cdot \left(\frac{19}{1785 - 19} \right)^{0,5} - 510 \cdot 241 \cdot \lg 0,985 \right]^{0,5} = 14,8.$$

$$W_3 = \frac{241}{0,785 \cdot 14,8^2} = 1,4 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Тоді реальну швидкість знаходимо по залежності:

$$w' = (0,8 \dots 0,9) \cdot W_3, \quad (2.9)$$

$$w' = 0,85 \cdot 1,4 = 1,19 \frac{M}{c}.$$

$$K = 0,04 \cdot 1,19^{0,8} = 0,046 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт. ст.})$$

Рушійну силу процесу розраховують за формулою:

$$\Delta P = \frac{(P_1' - P_2') - (P_1'' - P_2'')}{2,3 \cdot \lg \frac{P_1' - P_2'}{P_1'' - P_2''}}, \quad (2.10)$$

Рівноважний тиск парів води над 98 % сірчаною кислотою при 60°C, складає $5 \cdot 10^{-3}$ мм рт. ст. [6]. Підставивши значення $P_1' = 233,7$ мм рт. ст., $P_1'' = 149,4$ мм рт. ст., $P_2' = P_2'' = 5 \cdot 10^{-3}$ у рівняння для ΔP , знаходимо:

$$\Delta P = \frac{(233,7 - 5 \cdot 10^{-3}) - (149,4 - 5 \cdot 10^{-3})}{2,3 \cdot \lg \frac{233,7 - 5 \cdot 10^{-3}}{149,4 - 5 \cdot 10^{-3}}} = 188,6 \text{ мм рт. ст.}$$

Внутрішній діаметр осушувальної башти, м:

$$D = \sqrt{\frac{V_p}{w \cdot 0,785 \cdot 3600}}, \quad (2.11)$$

$$D = \sqrt{\frac{146440}{1,19 \cdot 0,785 \cdot 3600}} = 6,5 \text{ м.}$$

Поверхню насадки знаходимо за формулою, м²:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta P}, \quad (2.12)$$

де Q – кількість парів води, що поглинаються із газу, кг/год;

K – коефіцієнт швидкості абсорбції, кг/(м²·год·мм рт. ст.);

ΔP – рушійна сила абсорбції, мм рт.ст.

$$F = \frac{120596}{0,046 \cdot 188,6} = 13900 \text{ м}^2.$$

Із досвіду експлуатації відомо, що насадка башти зазвичай використовується не повністю, тому вводимо коефіцієнт запасу 1,3. Тоді поверхня насадки в розраховуваній осушувальній башті повинна дорівнювати:

$$F = 13900 \cdot 1,3 = 18070 \text{ м}^2.$$

Для нашого проекту вибрали насадку – керамічні перфоровані сідла «Інталлокс» (35 мм). Характеристики вибраної насадки [7]: $a = 131 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – питома поверхня насадки; $\varepsilon = 0,81$ – м³/м³ – вільний об'єм.

Загальний об'єм насадки складе:

$$V_H = \frac{F}{a}, \quad (2.13)$$

$$V_H = \frac{18070}{131} = 146 \text{ м}^3.$$

Висота насадки:

$$H = \frac{4 \cdot V_H}{\pi \cdot D^2}, \quad (2.14)$$

$$H = \frac{4 \cdot 146}{3,14 \cdot 6,5^2} = 5,7 \text{ м.}$$

Визначаємо діаметр патрубку для введення вихідної газової суміші:

$$d_z = \sqrt{\frac{V_p}{0,785 \cdot w_{z,n}}}, \quad (2.15)$$

де $w_{z,n}$ – швидкість потоку газової суміші, приймаємо рівним 20 м/с.

$$d_z = \sqrt{\frac{146440}{0,785 \cdot 20 \cdot 3600}} = 1,6 \text{ м.}$$

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

Визначаємо діаметр патрубку для введення рідини:

$$d_{жс} = \sqrt{\frac{V_{жс}}{0,785 \cdot w_{жс}}}, \quad (2.16)$$

де $w_{жс}$ – швидкість потоку рідини, приймаємо рівним 2,0 м/с.

$$d_{жс} = \sqrt{\frac{0,135}{0,785 \cdot 2,0}} = 0,29 \text{ м.}$$

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

Відстань від верха насадки до кришки абсорбера:

$$h_1 = (0,2 \div 0,4) \cdot D, \quad (2.17)$$

$$h_1 = (0,2 \div 0,4) \cdot 6,5 = 1,3 \div 2,6 \text{ м.}$$

Відстань від колосникової решітки до днища абсорбера, м:

$$h_2 = (0,5 \div 0,6) \cdot D, \quad (2.18)$$

$$h_2 = (0,5 \div 0,6) \cdot 6,5 = 3,25 \div 3,9 \text{ м.}$$

При цьому тут буде розміщений патрубок для введення газової суміші.

Загальна геометрична висота робочої частини абсорбера:

$$H_a = H + h_1 + h_2. \quad (2.19)$$

$$H_a = 5,7 + 1,8 + 3,7 = 11,2 \text{ м.}$$

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:

$$\Delta P_a = \Delta P_c \cdot 10^{b \cdot U}, \quad (2.20)$$

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

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

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

Гідравлічний опір сухої насадки визначимо за рівнянням:

$$\Delta P_c = \lambda \cdot \frac{H}{d_s} \cdot \frac{\omega^2}{2} \cdot \rho_s, \quad (2.21)$$

де ω_0 – швидкість газу у вільному перерізі насадки:

$$\omega_0 = w' = 1,19 \text{ м/с.} \quad (2.22)$$

λ – коефіцієнт опору, який знайдемо за формулою:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_Y} + 2,34 \quad (2.23)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$\text{Re}_Y = \frac{\omega \cdot d_s \cdot \rho_g}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{1,19 \cdot 0,035 \cdot 1,29}{0,81 \cdot 0,021 \cdot 10^{-3}} = 2707. \quad (2.24)$$

Тоді:

$$\lambda = \frac{133}{2707} + 2,34 = 2,39.$$

Підставивши чисельні значення, отримаємо:

$$\Delta P_c = 2,39 \cdot \frac{5,7}{0,035} \cdot \frac{1,19^2}{2} \cdot 1,29 = 308 \text{ Па};$$

$$\Delta P_a = 308 \cdot 10^{30 \cdot 27 \cdot 10^{-4}} = 371 \text{ Па}.$$

2.6 Вибір допоміжного обладнання

Виконаємо підбір вентилятора, який використовується для подачі газу для абсорбції. Газ подається в нижню частину абсорбера.

Робоча витрата газу $40,7 \text{ м}^3/\text{с}$, температура газу 75°C , тиск $0,17 \text{ МПа}$.

Приймаємо швидкість газу в трубопроводі $\omega = 20 \text{ м/с}$. Тоді внутрішній діаметр трубопроводу знайдемо за формулою:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (2.25)$$

Підставами і отримаємо:

$$d = \sqrt{\frac{40,7}{0,785 \cdot 20}} = 1,6 \text{ м.}$$

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

$$\omega = \frac{V}{0,785 \cdot d^2}, \quad (2.26)$$

Підставами і отримаємо:

$$\omega = \frac{40,7}{0,785 \cdot 1,6^2} = 20,2 \text{ м/с}$$

Критерій Рейнольдса для потоку в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.27)$$

де $\mu = 0,021 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ – в'язкість газу при температурі 75°C [1];
 $\rho = 1,12 \text{ м}^3/\text{с}$ – густина газу.

Підставами і отримаємо:

$$\text{Re} = \frac{20,2 \cdot 1,6 \cdot 1,29}{0,021 \cdot 10^{-3}} = 1985371$$

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

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

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

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

$$\lambda = 0,11(e + 68 / \text{Re})^{0,25}. \quad (2.28)$$

Підставами і отримаємо:

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,00009 + 68 / 1985371)^{0,25} = 0,012.$$

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:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 1,1 + 1 = 3,7. \quad (2.29)$$

Гідравлічний опір трубопроводу знайдемо за формулою:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.30)$$

де $l = 6$ м – довжина трубопроводу.

Знайдемо гідравлічний опір трубопроводу:

$$\Delta p_{mp} = \left(\frac{0,012 \cdot 6}{1,6} + 3,7 \right) \cdot \frac{1,29 \cdot 20,2^2}{2} = 985,4 \text{ Па}$$

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

$$\Delta p = \Delta p_{tr} + \Delta p_a + (p_2 - p_1) + \Delta p_{нап}, \quad (2.31)$$

де Δp_{tr} – гідравлічний опір трубопроводу, Па;

Δp_a – опір апарату, Па;

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

Опір апарату $\Delta p_a = 371$ Па.

Втрати напору по висоті:

$$\Delta p_{нап} = \rho \cdot g \cdot h = 1,29 \cdot 9,81 \cdot 4 = 50,6 \text{ Па.}$$

Підставами і отримаємо:

$$\Delta p = 985,4 + 371 + 50,6 = 1407 \text{ Па.}$$

Корисна потужність вентилятору:

$$N_n = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta_{вент} \cdot \eta_{прив}}, \quad (2.32)$$

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

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

Підставами і отримаємо:

$$N_n = \frac{40,7 \cdot 1407}{1000 \cdot 0,75 \cdot 0,93} = 82,1 \text{ кВт.}$$

Отриманим даним відповідає вентилятор Е1700-11-2 [4], для якого за оптимальних умов роботи.

РОЗДІЛ 3

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструктивних 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 12Х18Н10Т – завдяки універсальності її властивостей, що поєднують жаростійкість і корозійну стійкість. Оскільки температура всередині апарату досить висока і концентрація сірчаної кислоти перевищує 80 %, то за таких умов наш вибір буде найбільш виправданим. Характеристики сталі 12Х18Н10Т наведено у табл. 3.1 та 3.2.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад сталі 12Х18Н10Т

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

Таблиця 3.2 – Механічні властивості сталі X18H10T

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 обтюрції використовуємо пароніт.

Сильна агресивність сірчаної кислоти по відношенню до чистих металів, сталей і сплавів вимагає застосування для апаратного оформлення сірчано-кислотного виробництва полімерних матеріалів, кислототривких в'язучих на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, матеріалів на основі каучуків тощо [1]. І тому сталевий корпус моногідратного абсорбера футеруємо кислототривкою цеглою на силікатній замазці.

3.2 Розрахунки на міцність та стійкість [5]

Матеріал обичайки – 12X18H10T.

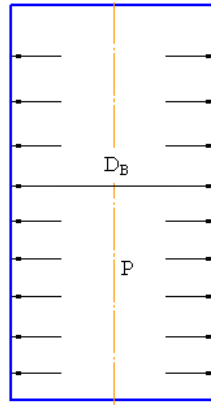


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P} \\ \frac{P_u \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_u - P_u} \end{array} \right. \quad (3.1)$$

де P – розрахунковий тиск, МПа;

P_u – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

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

φ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі $t = 75^\circ \text{C}$ [5]:

$$[\sigma]^{75} = 140 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

$$P_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]^{20}}{[\sigma]^{75}} \\ P + 0,3 \end{array} \right\}, \quad (3.3)$$

$$P_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot 0,17 \cdot \frac{240}{140} \\ 0,17 + 0,3 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 0,36 \\ 0,47 \end{array} \right\} = 0,47 \text{ МПа.}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,17 \cdot 6500}{2 \cdot 1 \cdot 140 - 0,17} \\ \frac{0,47 \cdot 6500}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,47} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 3,9 \\ 7,0 \end{array} \right\} = 7,0 \text{ мм.}$$

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.

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

Тоді

$$S = 7,0 + 1,45 = 8,45 \text{ мм.}$$

Така товщина замала для габаритів і умов експлуатації даного апарату, тому за рекомендаціями [5] виконавчу товщину стінки приймаємо рівною $S = 12 \text{ мм}$.

Визначимо товщину кришки апарату:

$$S_p^k = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P \cdot D}{(2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P) \cdot \cos \alpha} \\ \frac{P_u \cdot D}{(2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_u - P_u) \cdot \cos \alpha} \end{array} \right\}, \quad (3.5)$$

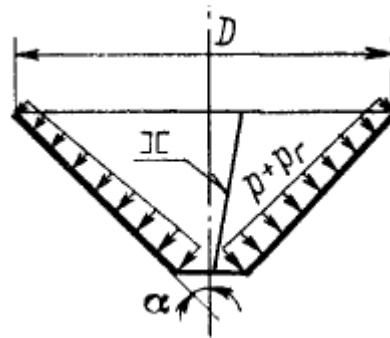


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема конічної кришки

$$S_p^k = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,17 \cdot 6500}{(2 \cdot 1 \cdot 140 - 0,17) \cdot \cos 45^\circ} \\ \frac{0,47 \cdot 6500}{(2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,47) \cdot \cos 45^\circ} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 5,58 \\ 9,92 \end{array} \right\} = 9,92 \text{ мм}$$

Виконавча товщина стінки конічної кришки:

$$S_k = S_k^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4, \quad (3.6)$$

$$S_k = 9,92 + 1,45 = 11,37 \text{ мм.}$$

Приймаємо $S_k = 12 \text{ мм.}$

РОЗДІЛ 4

БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки обладнання установки [10]

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 [12]

Монтажні роботи є складовою частиною загального процесу будівництва підприємства або одного із його об'єктів. Монтаж обладнання на хімічних заводах проводиться як при будівництві нових об'єктів, так і при реконструкції та ремонті діючих. В останніх двох випадках монтажу передує демонтаж обладнання.

Монтажні майданчики оснащують необхідними вантажопідйомними механізмами і пристосуваннями. Це найчастіше канати, троси, стропи, блоки й поліспасти, різні талі і лебідки, а також вантажопідйомні машини і механізми. Такелажні засоби повинні бути простими у виготовленні, зручними для транспортування, монтажу, перестановки і демонтажу і, звичайно ж, безпечними в роботі.

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

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

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

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

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

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

Стикуючі частини апарату підтягують один до одного трубоукладачами або тракторами. Для співпадіння стиків по всьому периметру до крайок однієї з стикуючих частин приварюють 8 і більше напрямних планок, які після прихватки стику короткими зварними швами зрізають газокисневою різкою. Подібні напрямні планки використовують і при установці одного блоку на інший у вертикальному положенні (при монтажі блоками). Стикування відбувається строго за заводськими контрольним позначками, нанесеними на корпус, а також по маркуванню на деталях. Відхилення розмірів стикуючих ділянок повинні бути в межах допустимих норм: зміщення кромки у кільцевих швах не повинно перевищувати 10 % товщини листа апарату, а в разі двошарової сталі повинно бути не більше товщини плакуючого шару. Підгонку

стиків (наприклад, місцевим підтягуванням, роздачею, насадкою) виробляють інструментами і пристосуваннями, застосовуваними на машинобудівних заводах (гвинтовими струбцинами, стяжними клинами).

У зварювальних стиках ретельно контролюють зазори, які повинні бути в межах 2–4 мм, незалежно від товщини листів обичайок. Зварювані кромки ретельно очищують металевими щітками. Прихватку, як і повне зварювання, виконують електродами, що передбачені проектом. Прихватку стиків, виконаних із двох шарів 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 зварювальні 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 Аналіз рівня автоматизації технологічного процесу сушильно-абсорбційного відділення [13, 14]

Сушильно-абсорбційне відділення (рис. 5.1) складається з чотирьох абсорберів насадкового типу, зрошуваних сірчаною кислотою різної концентрації [13]. У перших двох апаратах 1 і 2 (сушильні вежі) з сірчастого газу абсорбується вода, у результаті чого концентрація зрошуваної кислоти зменшується. Для її відновлення в збірники подається більш концентрована кислота: до збірника першої сушильної камери – з другої, а в збірник другої – з моногідратного абсорбера. Надлишок розведеної кислоти з першої сушильної камери є цільовим продуктом. Із виходу другої сушильної камери газ подається в контактне відділення.

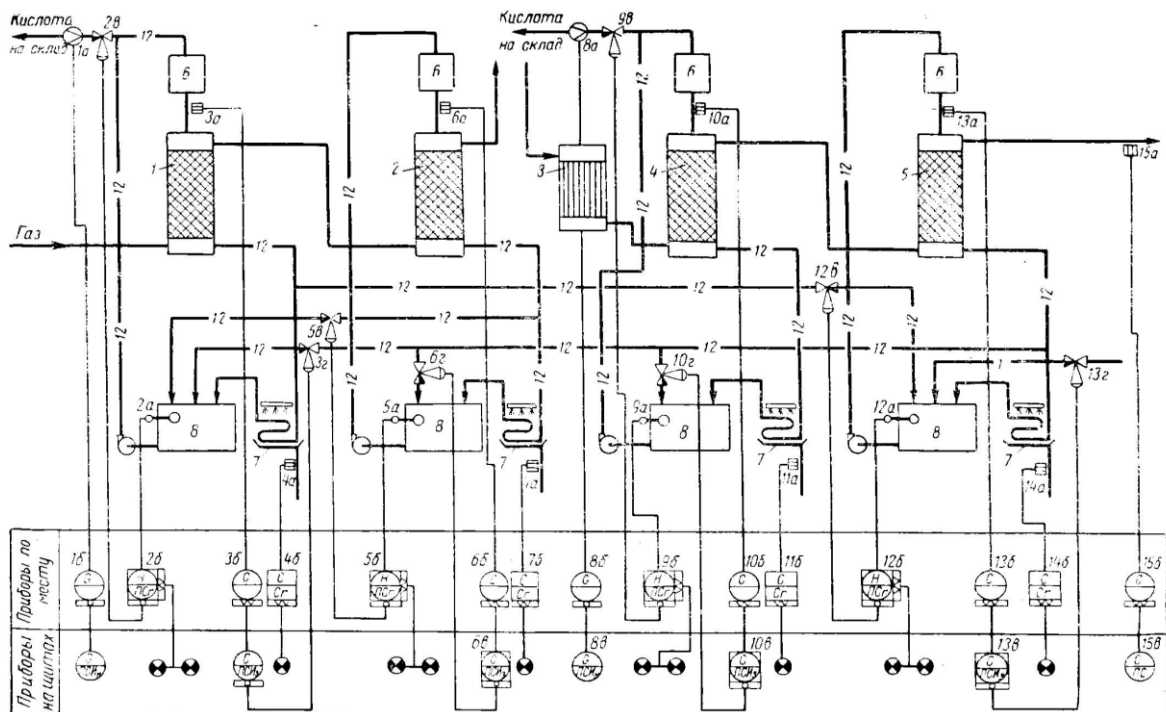


Рисунок 5.2 – Схема сушильно-абсорбційного відділення:

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

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

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

Для регулювання концентрацій зрошуваних кислот застосовуються однакові САР, в яких датчиками служать електрокондуктометричні концентратоміри (поз. 3а, 3б, 6а, 6б, 10а, 10б, 13а та 13б). Регулятор концентрації (поз. 3в, 6в, 10в, 13в) впливає на регулюючий клапан (поз. 3г, 6г, 10г або 13г), установлений на лінії дозування кислоти або води у відповідний збірник. Об'єктом регулювання такого САР є збірник 8 циркуляційної кислоти, трубопровід, що з'єднує його з натискним баком 6, і сам цей бак.

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

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

моногідратного абсорбера регулюється зміною подачі кислоти з першої сушильної камери до цього збірника (поз. 12а, 12б, 12п).

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

- контроль тиску газу на вході і виході усіх абсорбційних колон (на схемі не показані);

- контроль температури кислот на вході і виході зрошувальних холодильників (на схемі не показані);

- контроль витрати та кількості продукційної кислоти на виході з першої сушильної камери і олеуму на виході з олеумного абсорбера, що відбираються на склад (поз. 1а, 1б, 1в і 8а, 8б, 8в);

- контроль концентрації туману сірчаної кислоти у відпрацьованих газах моногідратного абсорбера (поз. 15а, 15б, 15в), який здійснюється за допомогою туманоміру типу АФТ;

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

На рис. 5.2 представлена схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією (гази кольорової металургії) [14].

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

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

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

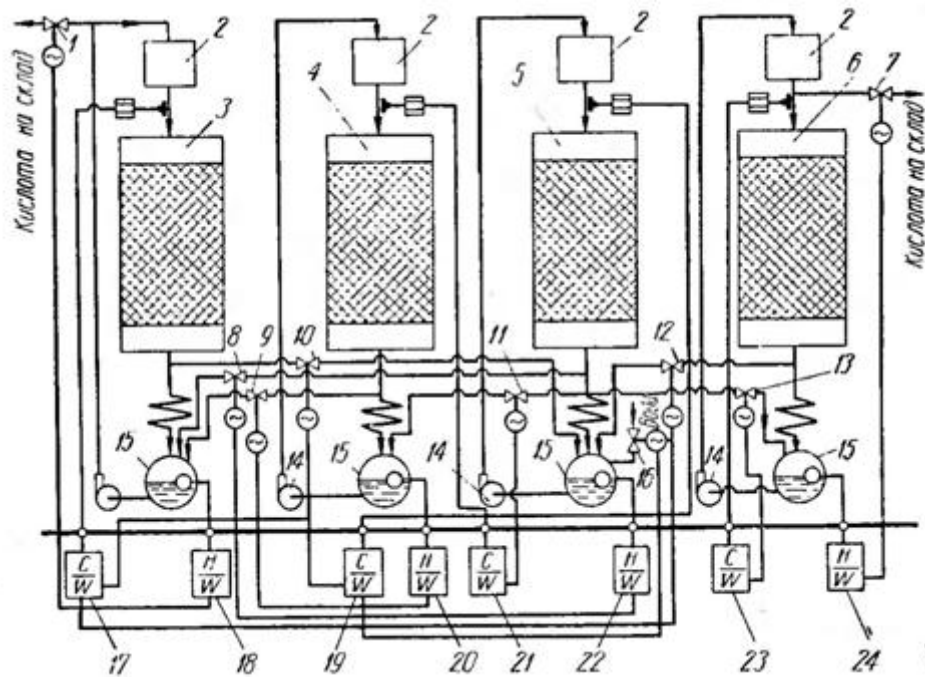


Рисунок 5.2 – Схема автоматичного регулювання сушильно-абсорбційного відділення при роботі на газі зі змінною концентрацією:

1, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 16 – клапани; 2 – напірні баки; 3, 4 – сушильні башти; 5 – моногідратна башта; 6 – олеумний абсорбер; 14 – насоси; 15 – збірники; 17, 19, 21, 23 – регулятори вмісту моногідрату; 18, 20, 22, 24 – регулятори рівнів

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

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

5.2 Вибір та обґрунтування параметрів контролю і регулювання [13]

Атмосферне повітря подається нагнітачем по трубопроводу в осушувальну башту. Для забезпечення заданої продуктивності установки

регулюється витрата вихідної газової суміші і абсорбенту. На вході і виході з сушильної камери проводиться контроль тиску і температури газу, а також тиску в самому апараті, оскільки при проведенні абсорбції ці показники не повинні відхилятися від норм технологічних параметрів процесу. Для виконання матеріального балансу по газовій фазі регулюється тиск вгорі колони. Також для недопущення заливання насадки або повного витікання абсорбенту регулюється рівень абсорбенту внизу колони. На виході з башти контролюється кількість кислоти, яка потрапляє в збірник для контролю продуктивності апарату.

У збірниках контролюється температура (вона повинна знаходитися в певних межах, оскільки кислота буде надалі використовуватися в якості абсорбенту) і рівень (для недопущення переповнення збірників кислоти). Також контролюється концентрація кислоти в трубопроводі, на виході зі збірника, для того, щоб знати якої концентрації абсорбент подається на абсорбцію.

Для охолодження кислоти, яка надходить зі збірника на абсорбцію, використовується 2 кожухотрубних холодильники. Для того аби кислота мала потрібну для процесу температуру встановлюється прилад для контролю, а також для регулювання.

РОЗДІЛ 6. АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК І ШКІДЛИВИХ ФАКТОРІВ СІРЧАНОКИСЛОТНОГО ВИРОБНИЦТВА [17]

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, удушєння, сильний кашель, запаморочєння, 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 усунєння 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.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Електронний підручник з виробництва сірчаної кислоти контактним способом [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://jak.koshachek.com/articles/elektronnij-pidruchnik-z-nictvo-sirchanoi-kisloti.html>
2. 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.
3. Васильев Б. Т. Технология серной кислоты / Б. Т. Васильев, М. И. Отвагина. – Москва : Химия, 1985. – 384 с.
4. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград : Химия, 1981. – 560 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский [и др.]. – Москва : Химия, 1983. – 272 с.
6. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи : Учебное пособие для студентов втузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Ленинград : Машиностроение, 1984. – 301 с.
7. Свит Т. Ф. Технологическое оборудование производств неорганических веществ : Учебное пособие / Т. Ф. Свит, В. В. Зацепин. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.
8. Тютюнников А. Б. Контактні елементи масообмінних колон : Навчальний посібник / А. Б. Тютюнников, Л. Л. Товажнянський, А. П. Готлинська. – Київ : ІСДО, 1993. – 440 с.
9. Лашинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лашинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.

- 10.Лашинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лашинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.
- 11.Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» для студентів спеціальності «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» / Укладачі О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2007. – 80 с.
- 12.Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – Москва : Машиностроение, 1989. – 640 с.
- 13.Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1980. – 312 с.
- 14.Голубятников В. А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1985. – 352 с.
- 15.Кузьменко Н. В. Учебное пособие для студентов заочной формы обучения по дисциплине «Автоматизация производственных процессов и производств». Часть I. Конспект лекций. – Ангарск, 2005 – 77 с.
- 16.Промышленные приборы и средства автоматизации: Справочник / В. Я. Баранов, Т. Х. Безповская, В. А. Бек [и др.]; Под общ. ред. В. В. Черенкова. Ленинград : Машиностроение, 1997. – 847 с.
- 17.Свит Т. Ф. Технологическое оборудование производств неорганических веществ : Учебное пособие / Т. Ф. Свит, В. В. Зацепин. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – 268 с.
- 18.Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Юдина Е. Я., Белова С. В. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Машиностроение, 1993. – 432 с.