

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»
Машинобудування, електричної інженерії та хімічних технологій
(повне найменування інституту, назва факультету)
Хімічні технології та хімічне машинобудування
(повна назва кафедри)

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ Збиковський Є.І.
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ _____ ” _____ 2022 р.

Випускна кваліфікаційна робота

_____ магістр _____
(освітній ступень)

на тему Вдосконалення технології сіркоочищення коксового газу вакуум-карбонатним методом

Виконав: студент II курсу, групи ХТм-21
(шифр групи)

напряму підготовки (спеціальності) 161 «Хімічні технології та інженерія»
(шифр і назва напряму підготовки, спеціальності)

_____ Бойко О.В. _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Керівник д.т.н., проф., зав. каф. ХТХМ Збиковський Є.І. _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент к.т.н., доц., доцент каф. ПД ДонНТУ Кутняшенко О.І. _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Засвідчую, що у цій дипломній роботі немає
запозичень з праць інших авторів без відповідних
посилань.

Студент _____
(підпис)

Луцьк – 2022 р.

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»

Факультет Машинобудування, електричної інженерії та хімічних технологій

Кафедра Хімічні технології та хімічне машинобудування

Освітній ступінь магістр

Напрямок підготовки (спеціальність) 161 «Хімічні технології та інженерія»

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Завідувач кафедри

Збиковський Є.І. / _____ /
“ ” _____ 2022 року

**З А В Д А Н Н Я
НА ДИПЛОМНУ РОБОТУ СТУДЕНТУ**

Бойко Олени Вікторівна

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Вдосконалення технології сіркоочищення коксового газу вакуум-карбонатним методом

керівник роботи д.т.н., проф., зав. каф. ХТХМ Збиковський Є.І.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом від “ _____ 2022 року № _____

2. Строк подання студентом роботи 27 грудня 2022 року

3. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Вступ 1. Аналіз методів очистки коксового газу від сірководню

2. Фізико-хімічні основи процесу 3. Опис технологічної схеми цеху сіркоочистки

4. Розрахунок абсорбера 5. Розрахунок регенератора 6. Розрахунок печі - котла

7 Розрахунок контактного апарату 8 Удосконалення роботи печі-котла 9

Охорона праці Висновки

5. Перелік графічного матеріалу

Комп'ютерна презентація роботи з необхідною кількістю матеріалу та інформативної графіки

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1-8	Збиковський Є.І		
9	Сімонова Ю.І.		
нормоконтроль	Швець І.І.		

7. Дата видачі завдання 19 вересня 2022 року

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	<i>Літературний огляд</i>	<i>Вересень 2022</i>	
2	<i>Технологічне обґрунтування проекту</i>	<i>Жовтень 2022</i>	
3	<i>Технологічні розрахунки</i>	<i>Жовтень 2022</i>	
4	<i>Розробка розділу з удосконалення роботи печі-котла</i>	<i>Лютий 2022</i>	
5	<i>Розробка розділу з основними правилами безпеки</i>	<i>Лютий 2022</i>	
6	<i>Написання кваліфікаційної роботи</i>	<i>Лютий-грудень 2022</i>	

Студент

(підпис)

Керівник роботи

(підпис)

Бойко О.В.

(прізвище та ініціали)

Збиковський Є.І.

(прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: ____ с., ____ рис., ____ табл., 11 посилань.

Об'єктом досліджень є цеху сіркоочистки коксового газу вакуум-карбонатним методом на коксохімічному підприємстві.

Метою роботи є удосконалення роботи печі-котла та підвищення ефективності його експлуатації.

У кваліфікаційній роботі магістра розглянуті та проаналізовані особливості технологічного процесу сіркоочищення коксового газу, визначені фактори, що впливають на процеси сіркоочищення та основні недоліки існуючої технологічної схеми.

Проаналізовані недоліки в роботі печі-котла та напрямки їх усунення.

Були проведенні технологічні розрахунки абсорберу, регенератору, печі-котла та контактного апарату.

Розглянуті питання пов'язані з охороною праці в цеху сіркоочистки.

ВАКУУМ – КАРБОНАТНЕ СІРКООЧИЩЕННЯ, СКРУБЕР, РЕГЕНЕРАТОР,
СІРКОВОДЕНЬ, МОКРИЙ КАТАЛІЗ, ПІЧ – КОТЕЛ, КОНТАКТНИЙ
АПАРАТ

ABSTRACT

Explanatory note: ____ pages, ____ figures, ____ tables, 11 references.

The object of research is the desulfurization shop of coke gas by the vacuum-carbonate method at the coke chemical enterprise.

The purpose of the work is to improve the operation of the furnace-boiler and increase the efficiency of its operation.

In the master's qualification work, the peculiarities of the technological process of desulfurization of coke gas are considered and analyzed, the factors affecting the desulfurization processes and the main shortcomings of the existing technological scheme are determined.

Defects in the operation of the furnace-boiler and directions for their elimination are analyzed.

Technological calculations of the absorber, regenerator, furnace-boiler and contact apparatus were carried out.

The considered issues are related to labor protection in the sulfur removal workshop.

VACUUM - CARBONATE DESULFURIZATION, SCRUBBER,
REGENERATOR, HYDROGEN SULFIDE, WET CATALYSIS, FURNACE -
CATHEL, CONTACT DEVICE

ЗМІСТ

ВСТУП.....	8
1 АНАЛІЗ МЕТОДІВ ОЧИСТКИ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД СІРКОВОДНЮ.....	10
2 ФІЗИКО–ХІМІЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ.....	12
2.1 Фізико–хімічні основи вакуум–карбонатних методів сіркоочистки.....	12
2.2 Фізико–хімічні основи отримання сірчаної кислоти з сірководневого газу методом мокрого каталізу	15
3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ЦЕХУ СІРКООЧИСТКИ.....	22
4 РОЗРАХУНОК АБСОРБЕРУ	26
4.1 Призначення й конструкція.....	26
4.2 Вихідні данні.....	27
4.3 Визначення витрати поглинального розчину.....	28
4.4 Визначення складу розчину на виході з абсорберу.....	31
4.5 Матеріальний баланс абсорберу.....	36
4.6 Розрахунок розмірів абсорбера	38
4.6.1 Вибір типу абсорбера	38
4.6.2 Визначення діаметра абсорбера	39
4.6.3 Визначення поверхні насадки абсорбера.....	41
4.7 Розрахунок висоти абсорбера	48
4.8 Гідравлічний розрахунок абсорберу.....	49
5 РОЗРАХУНОК РЕГЕНЕРАТОРА.....	52
5.1 Призначення й конструкція регенератора.....	52
5.2 Матеріальний розрахунок процесу регенерації	56
5.2.1 Вихідні дані.....	56
5.2.2 Розрахунок кількості баластових солей	57
5.2.3 Визначення кількості розчину, що виводиться із циклу.....	58
5.2.4 Склад розчину на виході з регенератора	59
5.2.5 Склад сухого регенераторного газу	63

5.3 Тепловий розрахунок регенератора.....	67
5.3.1 Визначення температури кипіння поглинального розчину в регенераторі.....	67
5.3.2 Визначення витрати десорбційної пари.....	68
5.3.3 Тепловий баланс регенератора.....	69
5.3.4 Тепловий розрахунок куба регенератора.....	72
5.4 Розрахунок розмірів регенератора.....	73
5.4.1 Визначення діаметра апарата.....	73
6 РОЗРАХУНОК ПЕЧІ - КОТЛА.....	75
6.1 Матеріальні розрахунки печі–котла.....	75
6.2 Теплові розрахунки печі–котла.....	77
7 РОЗРАХУНОК КОНТАКТНОГО АПАРАТУ.....	77
7.1 Матеріальний розрахунок контактного апарату	77
7.7.1 Розрахунок рівноваги.....	77
7.2 Тепловий розрахунок контактного апарату	80
8 УДОСКОНАЛЕННЯ РОБОТИ ПЕЧІ–КОТЛА	81
9 ОХОРОНА ПРАЦІ.....	89
9.1 Характеристика виробництва.....	89
9.2 Розробка заходів щодо усунення шкідливих і небезпечних факторів....	91
9.3 Розрахунок кондиціонера в апаратній мокрому каталізу	93
9.4 Пожежна безпека.....	95
ВИСНОВКИ.....	97
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	99
Додаток А. Технологічна схема відділення сіркоочистки. Специфікація.	
Додаток Б. Сірчаний скруббер. Специфікація.	
Додаток В. Регенератор. Специфікація.	
Додаток Г. Піч-котел. Специфікація.	
Додаток Д. Контактний апарат. Специфікація.	

ВСТУП

При високотемпературному коксуванні вугільної шихти сірка, що входить до складу органічної та мінеральної частин вугілля, переходить у парогазові продукти. Це призводить до погіршення їхньої якості й ускладнює процеси переробки коксового газу. Ступінь переходу сірки в газову фазу залежить від температури й тривалості коксування й становить у середньому 25%.

Основним компонентом сірчистих з'єднань коксового газу є сірководень. За практичним даними вміст його в коксовому газі на заводах України коливається від 15 до 25 г/м³ [1]. Крім того, у коксовому газі присутні сірковуглець (CS₂), сірководень вуглецю (COS), меркаптани (RSH), тіофен (C₆H₄S) і його гомологи, на частку яких доводиться менш 5% загальної кількості сірки в ньому.

Всі сірчисті з'єднання коксового газу відрізняються високою корозійною активністю й токсичністю, а також є отрутами для каталізаторів, застосовуваних у різних процесах переробки газу, а з іншого боку вони є коштовною сировиною для виробництва сірчаної кислоти, елементарної сірки й інших продуктів, що й спричиняється необхідність виділення їх з коксового газу. Необхідний ступінь очищення коксового газу від сірководню й інших сірчистих з'єднань залежить від цілей його використання й дальності транспортування по трубопроводах.

При використанні коксового газу в доменних, мартенівських і нагрівальних печах сірка, що втримується в ньому, переходить частково в метал і погіршує його якість. Тому вміст сірководню в газі не повинен перевищувати 2 - 3 г/м³.

Виробництва, засновані на каталітичних процесах одержання водню для синтезу аміаку, спиртів, штучного рідкого палива, вимагають зниження змісту сірководню в коксовому газі до 20 – 50 мг/м³. Такі ж вимоги

пред'являються до коксового газу, який використовується в побуті, а також призначеному для транспортування по трубопроводам на великі відстані. Тому коксовий газ, що виділяється при коксуванні сірчистих вугільних шихт, піддається очищенню від сірководню. Вловлений сірководень може бути використаний для виробництва сірчаної кислоти. Сірчана кислота є одним з основних продуктів хімічної промисловості і широко використовується в різних галузях народного господарства. Наприклад, сірчана кислота широко застосовується у виробництві мінеральних добрив, різноманітних мінеральних солей і кислот, органічних продуктів, фарбників, димоутворюючих і вибухових речовин і т. п.

Виробництво сірчаної кислоти на коксохімічних заводах методом мокрого каталізу характеризується низьким ступенем утилізації тепла хімічних реакцій. Лише печі для спалювання сірководневих газів забезпечені котлами-утилізаторами, тоді як теплота окислення SO_2 в SO_3 і конденсація сірчаної кислоти в діючих установках не використовуються.

У зв'язку з гострим дефіцитом енергоресурсів в Україні і їх високою вартістю, актуальним завданням є розробка енергозберігаючих технологій і вдосконалення існуючих виробництв. Цей процес дуже впливає на техніко-економічні показники коксохімічних підприємств й екологічну обстановку в промислових центрах, тому розробка й удосконалення методів сіркоочищення є актуальним завданням.

1 АНАЛІЗ МЕТОДІВ ОЧИСТКИ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД СІРКОВОДНЮ

Для очищення технологічних газів від сірководню й інших сірчистих сполук застосовуються абсорбційні (рідинні), адсорбційні (сухі) і каталітичні методи.

Абсорбційні методи засновані на різній розчинності компонентів газової суміші в рідині (поглинальних розчинах або суспензіях). В залежності від властивостей поглинаючої рідини та характеру їх взаємодії з поглиненими компонентами, їх можна розділити на дві групи:

- процеси фізичної абсорбції;
- процеси хімічної абсорбції (хемосорбції).

При фізичній абсорбції взаємодія молекул компонента, що поглинається, (абсорбтива) і поглинальної рідини (абсорбенту) обумовлюється в більшості випадків силами Ван-дер-Ваальса. Для фізичної абсорбції у якості поглинача застосовуються вода, органічні розчинники – неелектроліти (метанол, N – метилпірролідон, пропіленкарбонат, алкінові ефіри поліетиленгліколя) і їхні водні розчини.

Для фізичної абсорбції характерна мала розчинність газів у рідинах при низьких тисках, що обумовлює підвищену витрату поглинального розчину й енергії на очищення газів. Розчинність газів збільшується при підвищенні температури. Тому, знижуючи тиск і підвищуючи температуру, можна виділити значну частину поглиненого газу в чистому виді. Цей процес, називаний десорбцією, застосовується для регенерації поглинального розчину з метою багаторазового використання поглинача для очищення газів. Теплота розчинення газу складає не більше 16 – 17 кДж/моль.

При хемосорбції молекули газу, поглиненого рідиною, вступають у хімічну реакцію з активним компонентом абсорбенту. У більшості випадків реакції, що протікають у розчині, є екзотермічними й оборотними, тому при підвищенні температури розчині хімічні з'єднання, що утворилися,

розкладаються з виділенням вихідних речовин. У якості хемосорбентів для очищення газів від кислих компонентів застосовуються водні розчини алканоламинов, аміаку, солей лужних металів і слабких кислот (карбонатів, фосфатів, феноляту натрію і калію).

Розчинність газів у хемосорбентах мало залежить від тиску, тому хемосорбція більш вигідна при низькій концентрації домішок у газах. На відміну від фізичної абсорбції при хемосорбції теплота розчинення газів велика (до 85 – 125 кДж/моль), тому розчинність газів у більшому ступені залежить від температури.

Деякі хемосорбційні процеси очищення газів від сірководню засновані на необоротних реакціях його зі спеціальними компонентами лужних розчинів, у результаті яких утвориться елементарна сірка. Такі процеси називаються окисними. Сутність цих методів полягає в поглинанні сірководню розчинами яких-небудь окислювачів з утворенням сірки і наступної регенерації розчину повітрям. Сумарна реакція окислювання сірководню в розчинах може бути представлена у вигляді:



Окислювальні методи забезпечують більш високий ступінь і селективність очищення газів, ніж методи фізичної і хімічної абсорбції, однак вимагає більш складного апаратурного оформлення і більших витрат електроенергії, а також обумовлюють утворення більшої кількості рідких відходів.

З хемосорбції кругових процесів очищення коксового газу від сірководню найбільш надійними, простими по апаратурному оформленню і доступними реагентами є вакуум-карбонатний метод. Цей процес одержав найбільше поширення в коксохімічному виробництві України, де з 12 відділень сіркоочищення 8 працюють по вакуум-карбонатному методу, 1 – по етаноламіновому і 3 – по миш'яково-содовому.

Адсорбційні методи очищення газу від сірководню засновані на селективному вилученні компонентів твердими поглиначами – адсорбентами.

В залежності від характеру взаємодії речовини що поглинається з поверхнею адсорбенту розрізняють адсорбцію фізичну та хемосорбцію. Більшість адсорбентів, що використовуються для очищення та осушування газу, виготовляють на основі різних видів вугілля (активоване вугілля), кремнезему (силікагель) та окислу алюмінію (цеоліти).

Важливою перевагою адсорбційних методів очищення є висока поглинаюча здатність адсорбентів, особливо при низьких парціальних тисках компонентів, що вилучаються, а це забезпечує високий ступінь очищення великого обсягу газу невеликою кількістю сорбенту.

Недоліком адсорбційних методів є періодичність процесу очищення, велика коштовність процесу регенерації адсорбенту та великі розміри апаратури.

Каталітичні методи очищення газу засновані на взаємодії компонентів, що видаляються з одним із компонентів газу, що очищується або з речовиною, що спеціально добавляється у суміш на твердих каталізаторах, у наслідку чого утворюються нові речовини, які є нешкідливими або легко видаляються з газу методами абсорбції або адсорбції.

Основною перевагою каталітичних процесів є високий ступінь очищення. У більшості випадків константи рівноваги реакцій, на яких засновані методи каталітичного очищення газів, дуже великі. При температурах 200 – 500 °C ці реакції можна роздивлятися як необоротні, що дає можливість отримувати гази з низьким остаточним вмістом примісей.

Недоліком каталітичних методів очищення є утворення нових продуктів, що уносяться з газом, або накопичуються в шарі каталізатора [1].

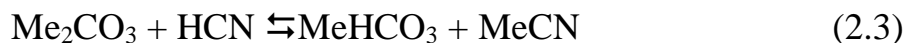
2 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ

2.1 Фізико – хімічні основи вакуум – карбонатних методів сіркоочистки

Процес уловлення сірководню карбонатами натрію і калію заснований на оборотній реакції, яка швидко протікає в рідкій фазі:



Цей процес ускладнюється реакціями, що одночасно протікають з поглинанням вуглекислоти і ціаністого водню:



При одночасному поглинанні сірководню і вуглекислоти водними розчинами карбонатів калію або натрію рівновага в системі $\text{H}_2\text{S} - \text{CO}_2 - \text{Me}_2\text{CO}_3 - \text{MeHCO}_3 - \text{MeHS} - \text{H}_2\text{O}$ визначається константою рівноваги реакції:



З рівняння константи рівноваги:

$$K = \frac{[\text{MeHCO}_3] \cdot [\text{H}_2\text{S}]}{[\text{MeHS}] \cdot [\text{H}_2\text{CO}_3]}$$

Таким чином, при даному вмісті H_2S у коксовому газі збільшення парціального тиску CO_2 приводить до зниження врівноваженої концентрації NaHS у розчині, тобто до зниження розчинності сірководню. З підвищенням температури константа K зменшується, що обумовлює підвищення селективності процесу абсорбції карбонатними розчинами відносно сірководню.

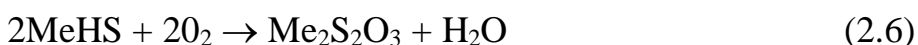
CO_2 є більш сильна кислотна речовина, ніж H_2S , тому перша здатна витиснути другу з розчину по реакції (2.4). Разом з тим швидкість абсорбції CO_2 розчинами карбонатів значно менше, ніж швидкість абсорбції H_2S , тому при зменшенні часу контактування газу з розчином селективність вловлювання H_2S зростає. Однак при цьому абсорбований сірководень не повністю відганяється з розчину по реакції (2.1) через низький вміст у ньому бікарбонату, а ступінь абсорбції H_2S знижується. Досвід експлуатації вакуум-карбонатних відділень сіркоочищення показав, що оптимальний час контактування газу з розчином в абсорберах, при якому забезпечується максимальний ступінь витягу H_2S , складає 25–30 с.

Процес регенерації карбонатних розчинів полягає в зсуванні рівноваги реакції (2.1) ліворуч при підвищенні температури або зниженні парціального

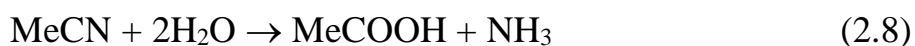
тиску H_2S у газовій фазі шляхом продування розчину повітрям, інертними газами або водяною парою.

Найбільш ефективним виявився метод регенерації шляхом нагрівання розчину до кипіння під вакуумом [2]. Встановлено, що оптимальна температура регенерації, при якій забезпечується максимальний ступінь десорбції H_2S , складає $55\text{--}60^\circ\text{C}$, а відповідний їй вакуум $600\text{--}680$ мм рт. ст.

Процес абсорбції сірководню з коксового газу супроводжується побічними реакціями, що викликають збільшення в циркулюючому розчині вмісту з'єднань, що не розкладаються при його нагріванні в регенераторі. Велика частина цих з'єднань утвориться в результаті протікання окисних реакцій з участю кисню, що надходить у розчин з коксового газу, а також через нещільності апаратури, що працює під вакуумом:



В результаті розпорошення ціанідів утворюються солі мурашиної кислоти:



Процеси корозії апаратури супроводжується утворенням фероціанідів:



Надмірний вміст не регенованих з'єднань (баластних солей) у накопичувальному розчині неприпустимо через можливість виділення кристалів солей і забивання апаратури, а також через зниження поглинальної здатності розчину і погіршення очищення газу. Для підтримання концентрації баластних солей у межах $120\text{--}160$ г/л частина розчину виводиться з циклу безупинно або періодично, а для компенсації втрат лужних компонентів у систему додається свіжий розчин соди або поташу.

Кількість відпрацьованого розчину, яку потрібно виводити з циклу, складає близько $0,2\text{ м}^3$ на 1 тону уловленого сірководню. Витрата реактивів на

очистку коксового газу залежить від змісту в ньому HCN і O₂, а також від температурного режиму й особливостей технологічної схеми. По практичним даним, витрата соди або поташу складає 40–50 кг на 1 тону уловленого сірководню.

Завдяки більшій розчинності поташу його розчини мають велику сіркоємність, що дозволяє вести процес абсорбції при меншій витраті поглинача, що складає 2,5–2,7 на 1м³ газу, тоді як при вакуум – содовому методі потрібно подавати в абсорбери 3–4 л розчини на 1м³ газу. Тому при вакуум – поташному методі очищення газу витрата електроенергії і пари істотно нижче, ніж при содовому. Однак ця перевага поташних розчинів знецінюється більшою швидкістю накопичення не регенованих сполук, збільшенням обсягу рідких відходів, більш високою вартістю, погіршенням техніко – економічних показників сіркоочистки.

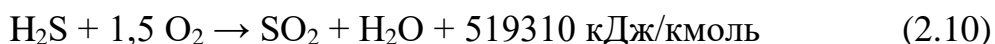
2.2 Фізико – хімічні основи отримання сірчаної кислоти з сірководневого газу методом мокрого каталізу

Процес отримання сірчаної кислоти з сірководневого газу по методу мокрого каталізу протікає в три стадії:

- спалювання сірководневого газу в печах;
- контактне окислення сірчистого ангідриду в сірчаний;
- конденсація сірчаної кислоти при охолодженні контактних газів.

Спалювання сірководневого газу.

Перша стадія полягає в окисленні сірководню киснем повітря по реакції:



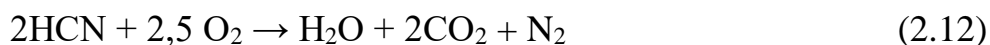
На перших установках мокрого каталізу спалювання сірководню проводилося із значним надлишком повітря, при якому продукти горіння містять 6-7% SO₂ і 9-11% O₂. Такий склад газів є оптимальним для протікання реакції окислення SO₂ в SO₃ в контактному апараті. При такому надлишку

повітря температура газів в печі складає 850-950⁰С. Оскільки для ефективної роботи контактних апаратів потрібна температура газів 440-450⁰С, що поступають, то після виходу з печі вони охолоджуються в котлі-утилізаторі.

Недоліком такого режиму спалювання сірководню при великому надлишку повітря є утворення оксидів азоту в результаті окислення ціаністого водню по реакції:



У контактному апараті оксид азоту окислюється до двоокису, який розчиняється в отримуваній сірчаній кислоті і різко підвищує її корозійну активність. Щоб уникнути цього спалювання сірководневого газу необхідно проводити в умовах, при яких ціаністий водень окислюється до азоту по реакції:



Дослідження показали, що кількість оксидів азоту, що утворюються в печі, зменшується при зниженні надлишку повітря і одночасному підвищенні температури горіння. При температурі в зоні горіння 1650⁰С з відповідною стехіометричною витратою повітря, вміст оксидів азоту в сірчаній кислоті не перевищує 5·10⁻⁵ %. Практично повна відсутність оксидів азоту в сірчаній кислоті досягається вже при температурі в печі 1200-1250⁰С, відповідній термостійкості вогнетривких матеріалів, вживаних для футеровці.

Для зниження температури газу в зоні горіння печі розміщують труби радіаційного екрану, по яких циркулює гаряча вода під тиском, з такою поверхнею, щоб на виході з печі температура газів підтримувалася на рівні 780-800⁰С.

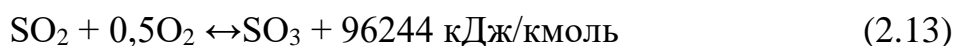
Завдяки цьому процес випалу ведуть при зниженій температурі і невеликому надлишку кисню, що дозволяє отримати концентрований газ і ефективно використовувати тепло реакції, що виділяється. Гаряче повітря використовують безпосередньо в топках котельних установок або інших промислових печей.

В даний час на всіх установках мокрого каталізу України процес спалювання сірководневих газів здійснюють при невеликому недоліку повітря (97-98% від стехіометричної витрати). Частина сірководню, яка не згоріла, і частина, що утворилася, поступають з газами з печі в спеціальну камеру, де окислюються до SO_2 за рахунок невеликої кількості повітря, що подається в камеру, унаслідок чого температура газів декілька підвищується. Такий режим окислення сірководневого газу в печі і камері опалювання дозволяє здійснювати контроль і автоматичне регулювання витрати повітря в печі за незначних коливаннях витрати або складу сірководневого газу.

При нормальній витраті повітря в печі температура газів в камері опалювання підвищується від $780-800^\circ\text{C}$ до $800-802^\circ\text{C}$, тобто на $15-25^\circ\text{C}$. При меншій витраті повітря в печі підвищення температури газів в камері опалювання різко збільшується, і система автоматичного регулювання збільшує витрату повітря в печі. Навпаки, при підвищеній витраті повітря в печі зростання температури газів в камері опалювання знижується або навіть стає негативним, що приводить до автоматичного зменшення витрати повітря в печі.

Газова суміш, після камери опалювання поступає в камеру змішування, де за рахунок подачі холодного повітря охолоджується до температури $430-450^\circ\text{C}$, поступає в контактний апарат.

Друга стадія окиснення SO_2 в SO_3 протікає на поверхні каталізатора за реакцією:



Ця реакція йде з виділенням тепла і зменшенням об'єму газів, тому рівновага її зміщується вправо при підвищенні тиску і зниженні температури. Залежність рівноважного ступеня окислення SO_2 в SO_3 для газової суміші, що містить 7% SO_2 , 11% O_2 і 82% N_2 , при атмосферному тиску характеризується наступними даними в таблиці 2.1.

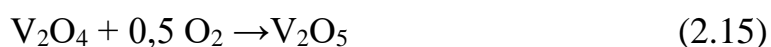
Таблиця 2.1 - Рівноважного ступеня окислення SO_2 в SO_3

Температура, $^\circ\text{C}$	400	450	500	550	600	650
-------------------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----

Ступінь перетворення %	99,2	97,5	93,5	85,6	73,7	58,5
---------------------------	------	------	------	------	------	------

Як видно з цих даних, ступінь перетворення більше 99% може бути досягнута лише при температурах менш 400⁰С. Проте при цьому швидкість реакції недостатня навіть у присутності різних каталізаторів, тому в промислових реакторах процес проводять при постійному зниженні температури реакційної суміші від 600 до 440⁰С у міру перетворення SO₂ в SO₃. Це досягається або шляхом безперервного відведення тепла реакції (у трубчастих контактних апаратах) за допомогою різних теплоносіїв, або шляхом ступінчатого охолодження газів в теплообмінниках між окремими шарами каталізатора (у поличних апаратах), або розбавленням контактних газів між шарами каталізатора холодним повітрям.

Як каталізатори окислення SO₂ в SO₃ на українських коксохімічних підприємствах застосовують каталізатор VK-38. Активним комплексом у ванадієвих каталізаторах є з'єднання п'ятиокису ванадію з піросульфатом калію V₂O₅ · K₂ S₂O₇, яке при температурі вище 380⁰С знаходиться у вигляді розплаву на поверхні пористого носія. Розчинені в розплаві сірчистий ангідрид і кисень вступають у взаємодію з п'ятиокисом ванадію, в результаті якого утворюється сірчаний ангідрид:



Водяна пара не надає шкідливої дії на ванадієві каталізатори при температурі вище за температуру конденсації сірчаної кислоти. Проте при низьких температурах унаслідок конденсації сірчаної кислоти ванадієві каталізатори втрачають каталітичну активність і механічну міцність.

Двоокис вуглецю не знижує каталітичної активності ванадієвих каталізаторів навіть при значному вмісті в газовій суміші.

Сірководень і хлористий водень при малих концентраціях (до 0,5-1%) не викликає помітного зниження активності каталізатора.

Найбільш шкідливим забрудненням для ванадієвих каталізаторів є сульфат заліза. Накопичення сульфату заліза викликає, крім зниження активності каталізатора, погіршення теплообміну, зростання гідравлічного опору, нерівномірний розподіл газу по перетину апарату. Найбільш радикальним засобом боротьби з псуванням каталізатора сульфатом заліза є попередження випадків утворення туману сірчаної кислоти в контактному апараті. Зниження температури охолоджуючого повітря до 270°C неприпустимо із-за можливої конденсації сірчаної кислоти на зовнішній поверхні труб і утворення шару заліза, що погіршує теплообмін.

Окиснення SO_2 в SO_3 здійснюється в контактному апараті. Як охолоджуючий агент використовується повітря. Повітря поступає у всі теплообмінники паралельно. Для запобігання конденсації сірчаної кислоти на трубках теплообмінників застосовується часткова рециркуляція повітря. На вході в теплообмінники температура підтримується на рівні $240\text{-}250^{\circ}\text{C}$, а на виході - $400\text{-}440^{\circ}\text{C}$.

Основою мокрого каталізу є здатність ванадієвого каталізатора при певному температурному режимі зберігати свою активність при роботі на вологому газі, що не містить сірчану кислоту. При температурі каталізу ($430\text{-}600^{\circ}\text{C}$) сірчана кислота знаходиться у дисоційованому стані у вигляді пари води і SO_3 , оскільки при 416°C вона повністю розкладається. Окиснення SO_3 здійснюється в багатошаровому контактному апараті на каталізаторі.

Гази поступають з температурою 450°C в перший шар контактної маси, де ступінь контакту досягає 70%. Тут вони розігріваються до $570\text{-}580^{\circ}\text{C}$. Для охолодження газів після першого шару в контактний апарат подається повітря, чим досягається зниження температури до 470°C і підвищення концентрації кисню. Охолоджені гази потрапляють на другий шар контактної маси, де розігрівається до 500°C . Ступінь контакту на другому шарі 91,2%. Для охолодження газів після другого шару також подається повітря, внаслідок чого температура знижується до 460°C . На третьому шарі ступінь контакту 95,8%, температура газів підвищується до 465°C . У контактний апарат знову

подається повітря, і температура на вході в четвертий шар знижується до 430°C . Загальний ступінь контакту 98,3%.

На більшості коксохімічних заводів використовують багатополочні контактні апарати для окислення SO_2 в SO_3 з відведенням теплоти реакції. Теплота відводиться за допомогою повітря, що подається в труби. Вони розташовані між шарами каталізатора і мають серйозні недоліки:

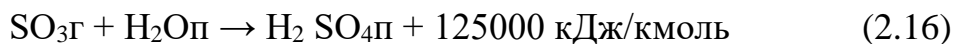
- складність конструкції і монтажу опорних ґрат для розміщення шарів каталізатора і теплообмінних елементів між шарами;
- корозія теплообмінних труб внаслідок конденсації на їх поверхні пари сірчаної кислоти. Це відбувається при зниженні температури повітря в трубах нижче за точку роси ($300\text{--}320^{\circ}\text{C}$) в період пуску установки або порушень режиму роботи;
- втрати теплоти хімічної реакції з охолоджуючим повітрям, яке викидається в атмосферу;
- значні витрати ручної праці при завантаженні і вивантаженні каталізатора із-за складності механізації цих операцій.

Утилізація тепла хімічної реакції для отримання технологічної пари може бути реалізована при використанні трубчастих контактних апаратів, в яких каталізатор розміщений у вертикальних трубах, а в міжтрубному просторі циркулює високотемпературний носій – суміш нітрит-нітратних солей натрію і калію.

Третя стадія має найбільші труднощі при освоєнні технології отримання сірчаної кислоти методом мокрого каталізу.

У звичайних контактних системах сірчаний ангідрид, що утворився, поглинається олеумом або моногідратом (98,3% H_2SO_4). Перед абсорбцією контактні гази охолоджуються в теплообмінниках. Проте за наявності в газах пари води, охолодження звичайним способом приводить до утворення сірчаноокислого туману, що погано уловлюється в абсорбційній апаратурі.

Процес утворення сірчаної кислоти з сірчаного ангідриду і пари води супроводжується виділенням великої кількості тепла:



Гомогенна реакція утворення сірчаної кислоти протікає в інтервалі температур від 440 до 338⁰С (температура точки роси) з великою швидкістю і тому охолодження газів на цьому етапі можна здійснювати як завгодно швидко.

У інтервалі температур від 338 до 280-270⁰С відбувається утворення молекулярних агрегатів сірчаної кислоти (зона агломерації), і чим більш повільно і більш рівномірно відбувається зниження температури, тим менше утворюється центрів конденсації, тим більше їх розміри і тим легше вони утворюють рідку фазу. Тому температура газів на вході в зону агломерації повинна бути вище за точку роси (338⁰), а час перебування їх в інтервалі температур 330-290⁰С повинен бути достатнім для повного завершення утворення сірчаної кислоти і початку її осадження.

Інтервал температур від 280-275⁰С до 225-200⁰С відповідає процесу конденсації сірчаної кислоти. Час перебування газів в конденсаторі визначається швидкістю седиментації молекулярних агрегатів сірчаної кислоти, яка може бути прийнята рівною 0,03мм/с. Ступінь конденсації сірчаного ангідриду за описаних умов досягає 98,8-99%.

Ступінь перенасичення пари сірчаної кислоти залежить значною мірою від способу охолодження газів. Якщо отримання H₂SO₄ відбувається в баштовому абсорбері, який зрошується сірчаною кислотою, утворення великої кількості туману неминуче: порівняно низька температура охолоджуючої кислоти викликає високий ступінь перенасичення пари сірчаної кислоти, і як наслідок, конденсацію їх в об'ємі. Тому при баштовому способі конденсації необхідна установка електрофільтрів для вловлювання туману, що утворився.

У башті абсорбції сірчаний ангідрид і пари води, що поступають з газами з контактного апарату, сумісного конденсуються, утворюючи сірчану кислоту. Надлишок пари води, зазвичай наявний в газах, розбавляє кислоту,

що утворилася. Башту зрошують кислотою тієї ж концентрації, що і що утворюється в процесі конденсації.

У башті йдуть одночасно різні процеси, і кожна порція газу послідовно проходить всі стадії. Кислота, що зрошує башту, поглинає тепло і нагрівається. Гازی, не вступаючи у взаємодію, покидають башту охолодженими. Сірчаний ангідрид і частина пари води віддають тепло кислоті, яка зрошує башту. SO_3 і H_2O утворюють моногідрат з виділенням тепла. Для теплового розрахунку умовно приймаємо, що температура утворення моногідрату 185°C , а розбавлення 100°C . Друга частина пари води конденсується при 100°C , виділяючи тепло конденсації. Моногідрат, охолодившись до 100°C розбавляється водою, що сконденсувалася. При цьому знову виділяється тепло. Частина кислоти, що утворилася, віддаляється в рідкому вигляді, а частина – у вигляді туману.

За практичними даними, кількість кислоти, що уноситься газами з башти-конденсатора, складає 30-35% від її виробництва. Для її уловлювання встановлюються електрофільтри. Значні викиди в атмосферу сірчистого ангідриду з хвостовими газами відбуваються із-за недостатньої конверсії (близько 98%), а туманоподібної кислоти - при порушенні роботи електрофільтрів. Цей метод характеризується низьким ступенем утилізації вторинного тепла, оскільки тепло хімічних реакцій, що виділяється в контактному апараті і в конденсаторі, відводиться в атмосферу з охолоджуючим повітрям.

3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ЦЕХУ СІРКООЧИСТКИ

Коксовий газ з камер коксових печей через стояки відводиться в газозбірник, де охолоджується надсмольною водою від $600-650^\circ\text{C}$ до $80-90^\circ\text{C}$.

Під дією розрядження, що створюється газодувними машинами, коксовий газ з газозбірників по газопроводах прямого газу проходить через газові сепаратори, де відділяється аміачна вода і смола. Далі газ поступає через

колектор в первинні газові холодильники, апарати для вловлювання аміаку і бензольних вуглеводів, в цех сіркоочистки для очищення від сірководня.

Очищення коксового газу від сірководню здійснюється вакуум-карбонатним методом, суть якого полягає в поглинанні сірководню розчином карбонату натрію. Насичений розчин регенерується при нагріванні під вакуумом. сірководень, що виділився при регенерації, окислюється в сірчистий ангідрид. Далі відбувається конверсія в сірчаний ангідрид і конденсація останнього з водяними парами з отриманням сірчаної кислоти. Коксовий газ після бензольних скрубєрів поступає в сірчистий скрубєр.

Проектна продуктивність цеху по коксовому газу передбачається до 188 тис.м³/год при вмісті сірководня в прямому газі 6-7 г/м³ і глибшому очищенню газу від сірководня до 0,5 г/м³. Надходження коксового газу і поглинального розчину в скрубєри здійснюється протитечією. Очищений коксовий газ після другого по ходу газу скрубєра прямує для подальшого використання. Кількість поглинального розчину, що подається на скрубєри, встановлюється залежно від початкового вмісту сірководню в газі і нормативів по ступеню очищення газу. Для звичайних умов очищення газу, кількість содового розчину повинна складати - 3,5 л/м³. Поглинальний розчин подається на зрошування по ходу газу сірчистого скрубєру з температурою 37-38°C, звідки насосами, транспортується через теплообмінник спірального типу, де нагрівається до температури 55-60°C, поступає на верх тарілчастого регенератора, де з нього під вакуумом 80 КПа десорбуються водяною парою кислі компоненти коксового газу.

Регенерація розчину здійснюється його кип'ятінням під вакуумом. Вакуум у верху регенератора складає не менше 80 КПа (600 мм рт. ст.) Температура парогазової суміші у верху регенератора складає 54-60°C, температура розчину внизу регенератора - 63-70°C.

Підігрів розчину до температури 80-83°C здійснюється у виносних циркуляційних підігрівачах насиченою глухою парою з параметрами:

$$P = 0,5 \text{ МПа}, t_{\text{нас.}} = 151^\circ\text{C}.$$

Нагрітий в циркуляційних підігрівачах розчин у зоні вакууму скипає і утворює пари, що проходять вгору по тарілках регенератора і регенерують розчин, що стікає вниз. Регенований розчин стікає з регенератора по барометричній трубі в збірник регенованого розчину об'ємом 100 м^3 , що має гідрозатвор, що виключає можливість підсосу повітря в регенератор.

Регенований розчин із збірки регенованого розчину насосом з температурою $63-70^\circ\text{C}$ подається в теплообмінники спірального типу, де віддає своє тепло насиченому розчину, охолоджуючись до $44-45^\circ\text{C}$, а потім через холодильники спірального типу (де охолоджується технічною водою до $37-38^\circ\text{C}$) поступає на зрошування скрубера.

В процесі регенерації за рахунок присутності в коксовому газі кисню і підсосу повітря в регенератори частина сірководню і ціаністого водню переходить в нерегеновані з'єднання (баластні солі), зміст яких не повинен перевищувати 200 г/л . Тому з циклу виводиться $0,6-0,8 \text{ м}^3/\text{ч}$ регенованого розчину, що заміщається розчином свіжій сода, в збірку відпрацьованого розчину об'ємом 50 м^3 , уловлювання на розкладання зв'язаних солей аміаку.

Парогазова суміш (сірчановодневий газ) з регенераторів по газопроводах відсмоктується вакуумом через конденсатори-холодильники і спіральні теплообмінники типу Компаблок, де охолоджується технічною водою до $28-35^\circ\text{C}$. Конденсат, що утворюється, по барометричній трубі стікає в збірник регенованого розчину. Перед вакуумом встановлені відбійники конденсату сірчановодневого газу. Конденсат відводиться в окремий збірник, звідки насосами відкачується в збірник регенованого розчину. Після вакууму сірководневий газ проходить масловіддільники і відбійники для зменшення забивання газових холодильників сіркою і іншими відкладеннями. У газових холодильниках сірчановодневий газ охолоджується технічною водою до температури $30-35^\circ\text{C}$ і прямує до відділення мокрого каталізу.

Переробка сірководневого газу в сірчану кислоту здійснюється методом мокрого каталізу, процес складається з наступних стадій:

- спалювання сірководневого газу і отримання газової суміші для конверсії;
- конверсія сірчистого газу в сірчаний ангідрид в контактних апаратах;
- конденсація і охолодження сірчаної кислоти в баштах абсорбції;
- очищення хвостових газів від туману сірчаної кислоти в електрофільтрах;
- охолодження циркуляційної сірчаної кислоти в пластинчастих холодильниках.

Наведена типова схема установки мокрого каталізу з чотирьохшаровим контактним апаратом, в якому зниження температури газів між шарами проводиться шляхом розбавлення їх холодним повітрям.

Сірководневий газ подається вакуумом-насосом через газовий холодильник і мембранний клапан в піч-котел 1. Спалювання газу відбувається в суміші з повітрям, що подається повітродувкою 2. Газова суміш, що складається з сірчистого ангідриду, водяної пари, кисню і інертних газів, з печі-котла 1 поступає в камеру допалення 4, потім в камеру змішування 5, після чого поступає в контактний апарат 8.

У контактному апараті 8 відбувається окислення сірчистого ангідриду в сірчаний у присутності водяної пари на каталізаторі VK-38. Газ після I і II шарів перед надходженням на наступний III шар контактної маси охолоджується повітрям. Повітря подають через перфоровані труби, рівномірно по поперечному перетину міжшарового простору апарату.

З контрактного апарату газу поступають в баштові абсорбери 10, що зрошуються сірчаною кислотою, яка подається насосом з циркуляційного збірника 15 через пластинчасті холодильники. У баштах абсорбції, пари сірчаної кислоти, що утворилися, конденсуються. Вони разом з кислотою, що зрошує башту, по кислотопроводу самопливом поступають в циркуляційний збірник 15, звідти відцентровим насосом 13 подається через пластинчастий холодильник 11 на зрошування башт абсорбції.

Надлишок сірчаної кислоти (товарній продукції) відводиться з циклу в збірник 16, а потім перекачується в сховище сірчаної кислоти 20, звідки завантажується в залізничні цистерни.

Газова суміш з башт абсорбції поступає в електрофільтри 18. Всього у відділенні мокрого каталізу як правило встановлюється чотири електрофільтри, які працюють паралельно. Сірчана кислота з електрофільтрів поступає самотіком в збірник сірчаної кислоти. Охолодження сірчаної кислоти в пластинчастих холодильниках проводиться технічною водою.

Концентрація сірчаної кислоти в циклі встановлюється залежно від сезону і вологості атмосферного повітря. Влітку концентрація сірчаної кислоти знижується до 90%, а взимку підвищується до 94,5%.

4 РОЗРАХУНОК АБСОРБЕРА

4.1 Призначення й конструкція

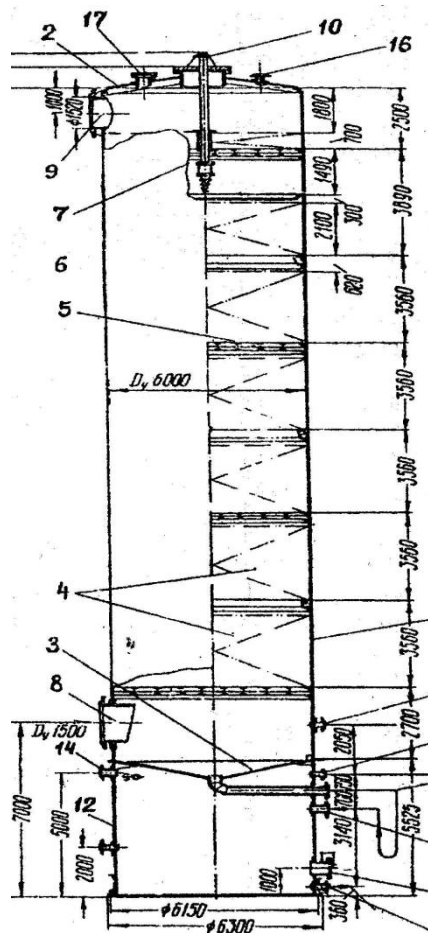


Рисунок 1 - Сірчаний скруббер

1- сталевий корпус; 2 – кришка; 3 – днище; 4 – насадка; 5 – балки для опору;
6 – зрошувальний пристрій; 7 – осушуючи насадка; 8 – підскрубберний збірник.

Сірчаний скруббер являє собою сталеву колону 1, усередині якої встановлена насадка 4. Діаметри таких апаратів коливаються від 2 до 8 м, а висота від 12 до 40 м. Можливе встановлення декількох апаратів меншого діаметра й висоти для заміни великих. Насадки, що встановлюються в скруббері бувають різних типів: дерев'яна-хордова, металева плоско-паралельна, насадка із пересічно-витягнутих листів, кільця Рашигу та ін. Коксовий газ із трубопроводу надходить в абсорбер, де контактуючи з поглинальним розчином звільняється від сірководню, ціановодню й частково від вуглекислого газу. Насичений розчин розпорошується по скрубберу за допомогою зрошувального пристрою 6, розташованого в кришці апарату 2. Перед виходом зі скруббера коксовий газ проходить через насадку 7, яка осушує газ. Ця насадка встановлена на спеціальних балках 5. Розчин виводиться з апарата за допомогою підскрубберного збірника 8. У нижній частині скруббера розміщений штуцер для введення газу й штуцер для виводу насиченого поглинального розчину; у верхній частині - штуцера виходу газу та введення поглинального розчину. По всій висоті апарата також встановлені штуцера й лази для його ремонту і чищення.

4.2 Вихідні дані

Витрата сухого коксового газу, нм³/година 135000

Вміст сухого коксового газу наведений у табл.4.1

Таблиця 4.1 - Вміст сухого коксового газу

Компоненти	H ₂	CH ₄	CO	C _m H _n	CO ₂	N ₂	O ₂	Усього
------------	----------------	-----------------	----	-------------------------------	-----------------	----------------	----------------	--------

% об'ємні	60	25,5	5,7	2,5	2,2	3,5	0,6	100
-----------	----	------	-----	-----	-----	-----	-----	-----

Вміст у прямому газі, г/нм³:

H₂S.....18,0

HCN.....1,1

Ступінь абсорбції кислих компонентів, %:

H₂S..... 85,0

HCN.....80,0

CO₂.....10,0

Питома витрата поглинального розчину,

м³ /1000 нм³ газу.....3,54

Склад поглинального розчину, кг/м³:

Na₂CO₃ – 42,0 NaCOOH – 30,0

NaHCO₃ – 18,0 Na₂S₂O₃ – 10,0

NaHS – 1,5 Na₂SO₄ – 4,0

NaCN – 1,0 Na₄Fe(CN)₆ – 11,0

NaCNS – 100,0 -----

Всього – 217,5

Щільність розчину, кг/м³.....1170

Витрата соди на утворення баластних солей,

кг/кг поглиненого сірководню.....0,05

Температура розчину перед абсорберами, °C.....30

Витрата соди на утворення нерегенованих солей, кг/кг вловленого сірководню.....0,05

4.3 Визначення витрати поглинального розчину

З рівняння балансу сірководню в абсорбері:

$$V_r^0(a_1 - a_2) = V_p(c_2 - c_1) \quad (4.1)$$

витрата поглинального розчину:

$$V_p = \frac{V_r^0(a_1 - a_2)}{c_2 - c_1}, \quad (4.2)$$

де V_r^0 – об'ємна витрата сухого коксового газу, $\text{нм}^3/\text{год.}$;

a_1 і a_2 – вміст сірководню в газі до й після абсорбера, $\text{кг}/\text{нм}^3$;

c_1 і c_2 – концентрація сірководню у поглинальному розчині до й після абсорберу, $\text{кг}/\text{м}^3$ ($\text{г}/\text{л}$).

Відповідно до вихідних даних $a_1 = 0,018 \text{ кг}/\text{нм}^3$, тоді:

$$a_2 = a_1(1 - \eta_{\text{H}_2\text{S}}) \quad (4.3)$$

$$a_2 = 0,018(1 - 0,85) = 0,0027 \text{ кг}/\text{нм}^3$$

Концентрація сірководню в поглинальному розчині, що надходить в абсорбер, визначається по вмісту в ньому H_2S :

$$c_1 = c_{\text{NaHS}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{S}}}{M_{\text{NaHS}}} \quad (4.4)$$

$$c_1 = 1,5 \cdot 34 / 56 = 0,91 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Концентрацію сірководню в поглинальному розчині з абсорбера приймаємо рівною 85% від рівноважної, тобто:

$$c_2 = 0,82c_1 \quad (4.5)$$

За даними М. С. Литвиненко [2] рівновага в системі H_2S – 1н. розчин Na_2CO_3 в інтервалі температур $20\text{--}60^\circ\text{C}$ описується рівнянням:

$$P = 5,4 \cdot (t + 48) \cdot (c/34)^{3,04}, \quad (4.6)$$

де P - рівноважний тиск H_2S над розчином, мм. рт. ст. ;

t - температура розчину, $(^\circ\text{C})$.

У виробничих умовах присутній у коксовому газі діоксид вуглецю сприяє збільшенню тиску сірководню над содовим розчином приблизно в 2 рази [3]. Наявність у поглинальному розчині великої кількості баластних солей також знижує розчинність сірководню [3], тому наведена формула М.С. Литвиненко дає значення рівноважного тиску сірководню над розчином у кілька разів менші значень, що впливають із показників роботи промислових установок вакуум-содових сіркоочищень. Більш точні значення рівноважної

концентрації сірководню в газі можуть бути отримані за формулою, наведеної в роботі О.Ф. Гребенюка зі співавторами [4]:

$$P^* = 12,3 \left(\frac{c}{34} \right) + 17(t + 48) \left(\frac{c}{34} \right)^{3,04} \quad (4.7)$$

Парціальний тиск сірководню в газі на вході в абсорбер (низ апарата) визначається за законом Дальтона:

$$P_{г1} = P_{\text{общ}} \frac{V_{\text{H}_2\text{S}}}{V_{\text{г}} + V_{\text{H}_2\text{S}}} = P_{\text{общ}} \frac{\frac{22,4}{M_{\text{H}_2\text{S}}}}{1 + a_1 \frac{22,4}{M_{\text{H}_2\text{S}}}} = P_{\text{общ}} \frac{a_1 \cdot 22,4}{M_{\text{H}_2\text{S}} + a_1 \cdot 22,4} \quad (4.8)$$

При $P_{\text{заг}} = 820$ мм рт. ст. й $a_1 = 0,018$ кг/нм³ маємо:

$$P_{г1} = 820 \frac{0,018 \cdot 22,4}{34 + 0,018 \cdot 22,4}$$

$$P_{г1} = 9,61 \text{ мм рт.ст.}$$

Приймаючи температуру поглинального розчину на виході з абсорбера (низ апарата) рівної 30°C, визначимо максимальну (рівноважну) концентрацію сірководню з рівняння рівноваги:

$$9,61 = 12,3 \cdot \left(\frac{c_2^*}{34} \right) + 17(30 + 48) \cdot \left(\frac{c_2^*}{34} \right)^{3,04} \quad (4.9)$$

Вирішивши це рівняння методом послідовних наближень, отримаємо:

$$c_2 = 6,17 \text{ кг/м}^3.$$

Тоді $c_2 = 0,85c_2^* = 0,85 \cdot 6,17 = 5,24$ кг/м³,

$$V_p = \frac{135000 \cdot (0,018 - 0,0027)}{5,24 - 0,91}$$

$V_p = 477$ м³/год, що відповідає питомій витраті поглинального розчину 3,54 л/нм³ газу.

Масова витрата розчину, що подається в абсорбер:

$$G_{p1} = V_p \cdot \rho_p; \quad (4.10)$$

$$G_{p1} = 477 \cdot 1170 = 558090 \text{ кг/год,}$$

в тому числі витрати солей, кг/год:

$$G'_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 42,0 \cdot 477 = 20034$$

$$G'_{\text{NaHCO}_3} = 18,0 \cdot 477 = 8586$$

$$G'_{\text{NaHS}} = 1,5 \cdot 477 = 716$$

$$G'_{\text{NaCN}} = 1,0 \cdot 477 = 477$$

$$G'_{\text{NaCNS}} = 100 \cdot 477 = 47700$$

$$G'_{\text{NaCOOH}} = 30 \cdot 477 = 14310$$

$$G'_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3} = 10 \cdot 477 = 4770$$

$$G'_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 4 \cdot 477 = 1908$$

$$G'_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6} = 11 \cdot 477 = 5247$$

Усього солей у поглинальному розчині

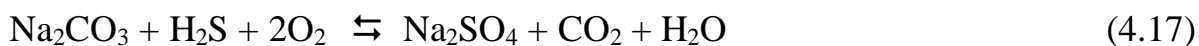
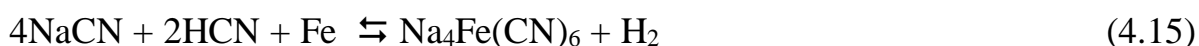
$$G'_c = 103748 \text{ кг/год}$$

Маса води у вихідному розчині:

$$G'_b = G_{p1} - G'_c = 454342 \text{ кг/год}$$

4.4 Визначення складу розчину на виході з абсорбера

Приймаємо, що в скрубєрі протікають наступні основні і побічні реакції:



Кількість кислих газів, що витягуються з коксового газу в абсорберах:

$$G_{\text{H}_2\text{S}, \text{HCN}, \text{CO}_2} = V_{r^0} (a_1 - a_2) \quad (4.19)$$

$$G_{H_2S} = 135000 \cdot (0,018 - 0,0027) = 2065,5 \text{ кг/год}$$

$$G_{HCN} = 135000 \cdot 0,0011 \cdot 0,8 = 119 \text{ кг/год}$$

$$G_{CO_2} = 135000 \cdot 0,022 \cdot 0,1 \cdot (44/22,4) = 583,39 \text{ кг/год}$$

Визначимо витрату H_2S і HCN і кількість баластних солей, що утворюються, при протіканні побічних реакцій (4)-(8). Приймаємо, що загальна витрата соди на утворення солей, що не регенеруються, рівна 0,05 кг на 1 кг уловлюваного сірководню [1,6], що складає:

$$G_{Na_2CO_3} = 0,05 \cdot G_{H_2S} \quad (4.20)$$

$$G_{Na_2CO_3} = 0,05 \cdot 2065,5 = 103,27 \text{ кг/год}$$

Витрата соди на утворення окремих баластних солей можна прийняти пропорційним вмісту цих солей в поглинальному розчині.

У перерахунку на Na_2CO_3 вміст баластних солей в поглинальному розчині складає, г/л:

$$NaCNS \dots\dots\dots 100 \cdot (106 \cdot 0,5/81) = 65,43$$

$$NaCOOH \dots\dots\dots 30 \cdot (106 \cdot 0,5/68) = 23,38$$

$$Na_2S_2O_3 \dots\dots\dots 10 \cdot (106/158) = 6,71$$

$$Na_2SO_4 \dots\dots\dots 4 \cdot (106/142) = 2,97$$

$$Na_4Fe(CN)_6 \dots\dots\dots 11 \cdot (106 \cdot 2/304) = 7,67$$

де 106, 81, 68, 158, 142, 304 – молекулярна маса солей Na_2CO_3 , $NaCNS$, $Na_2S_2O_3$, Na_2SO_4 , $Na_4Fe(CN)_6$.

Загальний вміст Na_2CO_3 , відповідає вмісту солей, що не регенеруються:

$$65,43 + 23,38 + 6,71 + 2,99 + 7,67 = 106,16 \text{ г/л}$$

Тоді витрата соди за реакціям (4.14)–(4.18) дорівнює, кг/год:

$$\text{на створення } NaCNS \dots\dots\dots 91,8 \cdot (65,43/106,16) = 56,58$$

$$\text{на створення } NaCOOH \dots\dots\dots 91,8 \cdot (23,38/106,16) = 20,21$$

$$\text{на створення } Na_2S_2O_3 \dots\dots\dots 91,8 \cdot (6,71/106,16) = 5,8$$

$$\text{на створення } Na_2SO_4 \dots\dots\dots 91,8 \cdot (2,97/106,16) = 2,58$$

$$\text{на створення } Na_4Fe(CN)_6 \dots\dots\dots 91,8 \cdot (7,67/106,16) = 6,63$$

Кількість солей, що не регенеруються, у поглинальному розчині за реакціями (4.14) – (4.18), кг/год:

$$G_{\text{NaCNS}}^{(4)} = 56,58 \cdot (81/106,16 \cdot 0,5) = 86,34$$

$$G_{\text{NaCOOH}}^{(6)} = 20,21 \cdot (68/106,16 \cdot 0,5) = 25,93$$

$$G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(8)} = 5,8 \cdot (158/106,16) = 8,63$$

$$G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} = 2,58 \cdot (142/106,16) = 3,45$$

$$G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} = 6,63 \cdot (304/106,16 \cdot 2) = 9,49$$

Визначаємо кількість речовин, що прореагували (витрата) і утворилися (прихід) при протіканні побічних реакцій:



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{NaCN}}^{(4)} = G_{\text{NaCNS}}^{(4)} \cdot (M_{\text{NaCN}} / M_{\text{NaCNS}}) = 86,34 \cdot (49/81) = 52,23$$

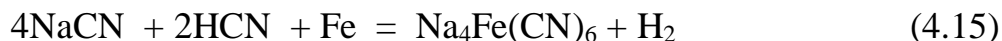
$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{(4)} = G_{\text{NaCNS}}^{(4)} \cdot (M_{\text{H}_2\text{S}} / M_{\text{NaCNS}}) = 86,34 \cdot (34/81) = 36,24$$

$$G_{\text{O}_2}^{(4)} = G_{\text{NaCNS}}^{(4)} \cdot (0,5 \cdot M_{\text{O}_2} / M_{\text{NaCNS}}) = 86,34 \cdot (16/81) = 17,05$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{NaCNS}}^{(4)} = 86,34$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(4)} = G_{\text{NaCNS}}^{(4)} \cdot (M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{NaCNS}}) = 86,34 \cdot (18/81) = 19,18$$



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{NaCN}}^{(5)} = G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} \cdot (4 \cdot M_{\text{NaCN}} / M_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}) = 9,49 \cdot (4 \cdot 49/304) = 6,11$$

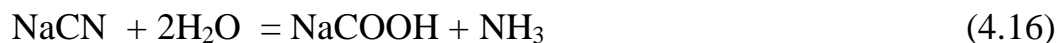
$$G_{\text{HCN}}^{(5)} = G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} \cdot (2 \cdot M_{\text{HCN}} / M_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}) = 9,49 \cdot (2 \cdot 27/304) = 1,685$$

$$G_{\text{Fe}}^{(5)} = G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} \cdot (M_{\text{Fe}} / M_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}) = 9,49 \cdot (56/304) = 1,75$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} = 9,49$$

$$G_{\text{H}_2}^{(5)} = G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(5)} \cdot (M_{\text{H}_2} / M_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}) = 9,49 \cdot (2/304) = 0,062$$



Витрати, кг/год:

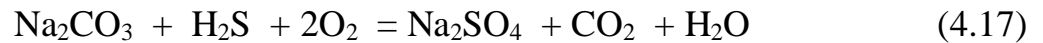
$$G_{\text{NaCN}}^{(6)} = G_{\text{NaCOOH}}^{(6)} \cdot (M_{\text{NaCN}} / M_{\text{NaCOOH}}) = 25,93 \cdot (49/68) = 18,68$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(6)} = G_{\text{NaCOOH}}^{(6)} \cdot (2M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{NaCOOH}}) = 25,93 \cdot (2 \cdot 18/68) = 13,73$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{NaCOOH}}^{(6)} = 25,93$$

$$G_{\text{NH}_3}^{(6)} = G_{\text{NaCOOH}}^{(6)} \cdot (M_{\text{NH}_3} / M_{\text{NaCOOH}}) = 25,93 \cdot (17/68) = 6,48$$



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{(7)} = G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} \cdot (M_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / M_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) = 3,45 \cdot (106/142) = 2,575$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{(7)} = G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} \cdot (M_{\text{H}_2\text{S}} / M_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) = 3,45 \cdot (34/142) = 0,826$$

$$G_{\text{O}_2}^{(7)} = G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} \cdot (2 \cdot M_{\text{O}_2} / M_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) = 3,45 \cdot (2 \cdot 32/142) = 1,55$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} = 3,45$$

$$G_{\text{CO}_2}^{(7)} = G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} \cdot (M_{\text{CO}_2} / M_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) = 3,45 \cdot (44/142) = 1,06$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(7)} = G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(7)} \cdot (M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) = 3,45 \cdot (18/142) = 0,43$$



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{NaHS}}^{(8)} = G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(8)} \cdot (2 \cdot M_{\text{NaHS}} / M_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}) = 8,63 \cdot (2 \cdot 56/158) = 6,11$$

$$G_{\text{O}_2}^{(8)} = G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(8)} \cdot (2 \cdot M_{\text{O}_2} / M_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}) = 8,63 \cdot (2 \cdot 32/158) = 3,49$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(8)} = 8,63$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(8)} = G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(8)} \cdot (M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}) = 8,63 \cdot (18/158) = 0,98$$

Визначаємо кількість речовин, що прореагували (витрата) і утворилися (прихід) при протіканні основних реакцій:



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{(1)} = G_{\text{H}_2\text{S}} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{(4)} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{(7)} = 2065,5 - 36,24 - 0,826 = 2028,43$$

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{(1)} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{(1)} \cdot (M_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / M_{\text{H}_2\text{S}}) = 2028,43 \cdot (106/34) = 6323,9$$

Прихід, кг/год:

$$G_{\text{NaHS}}^{(1)} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{(1)} \cdot (M_{\text{NaHS}} / M_{\text{H}_2\text{S}}) = 2028,43 \cdot (56/34) = 3340,9$$

$$G_{\text{NaHCO}_3}^{(1)} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{(1)} \cdot (M_{\text{NaHCO}_3} / M_{\text{H}_2\text{S}}) = 2028,43 \cdot (84/34) = 5011,41$$



Витрати, кг/год:

$$G_{\text{CO}_2}^{(2)} = G_{\text{CO}_2} + G_{\text{CO}_2}^{(7)} = 583,39 + 1,07 = 584,46$$

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{(2)} = G_{\text{CO}_2}^{(2)} \cdot (M_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / M_{\text{CO}_2}) = 584,46 \cdot (106/44) = 1408,01$$

$$G^{(2)}_{H_2O} = G^{(2)}_{CO_2} \cdot (M_{H_2O} / M_{CO_2}) = 584,46 \cdot (18/44) = 239,09$$

Прихід, кг/год:

$$G^{(2)}_{NaHCO_3} = G^{(2)}_{CO_2} \cdot (2M_{NaHCO_3} / M_{CO_2}) = 584,46 \cdot (2 \cdot 81/44) = 2151,87$$



Витрати, кг/год:

$$G^{(3)}_{HCN} = G_{HCN} - G^{(5)}_{HCN} = 119 - 1,685 = 117,3$$

$$G^{(3)}_{Na_2CO_3} = G^{(3)}_{HCN} \cdot (M_{Na_2CO_3} / M_{HCN}) = 117,3 \cdot (106/27) = 460,51$$

Прихід, кг/год:

$$G^{(3)}_{NaHCO_3} = G^{(3)}_{HCN} \cdot (M_{NaHCO_3} / M_{HCN}) = 117,3 \cdot (84/27) = 364,93$$

$$G^{(3)}_{NaCN} = G^{(3)}_{HCN} \cdot (M_{NaCN} / M_{HCN}) = 117,3 \cdot (49/27) = 212,87$$

З урахуванням речовин, що прореагували і утворилися по реакціях (4.11)-(4.18) визначаємо склад поглинального розчину на виході з абсорбера, кг/год:

$$G''_{Na_2CO_3} = G'_{Na_2CO_3} - G^{(1)}_{Na_2CO_3} - G^{(2)}_{Na_2CO_3} - G^{(3)}_{Na_2CO_3} - G^{(7)}_{Na_2CO_3}; \quad (4.21)$$

$$G''_{Na_2CO_3} = 20034 - 6323,9 - 1408,01 - 460,51 - 2,575 = 11839,00$$

$$G''_{NaHCO_3} = G'_{NaHCO_3} + G^{(1)}_{NaHCO_3} + G^{(2)}_{NaHCO_3} + G^{(3)}_{NaHCO_3}; \quad (4.22)$$

$$G''_{NaHCO_3} = 8586 + 5011,43 + 2151,87 + 364,93 = 16114,23$$

$$G''_{NaHS} = G'_{NaHS} + G^{(1)}_{NaHS} - G^{(8)}_{NaHS}; \quad (4.23)$$

$$G''_{NaHS} = 716 + 3340,9 - 6,11 = 4050,79$$

$$G''_{NaCN} = G'_{NaCN} + G^{(3)}_{NaCN} - G^{(4)}_{NaCN} - G^{(5)}_{NaCN} - G^{(6)}_{NaCN}; \quad (4.24)$$

$$G''_{NaCN} = 477 + 212,87 - 52,23 - 6,11 - 18,68 = 612,85$$

$$G''_{NaCNS} = G'_{NaCNS} + G_{NaCNS}^{(4)} \quad (4.25)$$

$$G''_{NaCNS} = 47700 + 86,34 = 7786,34$$

$$G''_{NaCOOH} = G'_{NaCOOH} + G_{NaCOOH}^{(6)}; \quad (4.26)$$

$$G''_{NaCOOH} = 14310 + 25,93 = 14335,93$$

$$G''_{Na_2S_2O_3} = G'_{Na_2S_2O_3} + G_{Na_2S_2O_3}^{(8)}; \quad (4.27)$$

$$G''_{Na_2S_2O_3} = 4770 + 8,63 = 4778,63$$

$$G''_{Na_2SO_4} = G'_{Na_2SO_4} + G_{Na_2SO_4}^{(7)}; \quad (4.28)$$

$$G''_{Na_2SO_4} = 1908 + 3,45 = 1911,45$$

$$G''_{Na_4Fe(CN)_6} = G_{Na_4Fe(CN)_6}' + G_{Na_4Fe(CN)_6}^{(5)}; \quad (4.29)$$

$$G''_{\text{Na4Fe(CN)6}} = 5247 + 9,49 = 5256,49$$

Загальна кількість солей в насиченому розчині:

$$G_c'' = 106685,71 \text{ кг/год}$$

Количество воды в поглотительном растворе на выходе из абсорбера:

$$G_B'' = G_B' - G_B^{(2)} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(4)} - G_{\text{H}_2\text{O}}^{(6)} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(7)} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(8)} - G_{\text{исп}} \quad (4.30)$$

Кількість води, що випаровується в абсорбері в результаті тепло- і масообміну між поглинальним розчином і коксовим газом, визначається з теплового балансу абсорберів. Відповідно до початкових даних процес абсорбції протікає в ізотермічних умовах при ступені насичення коксового газу водяними парами близько 85%. Тому кількість води, що випаровується, може бути прийняте рівною $G_{\text{вип}} = 0$.

$$G_B'' = 454342 - 239,09 + 19,18 - 13,73 + 0,43 + 0,98 = 454109,77 \text{ кг/год}$$

Загальна маса насиченого поглинального розчину, який виходить з абсорберу :

$$G_p'' = G_B'' + G_c''; \quad (4.31)$$

$$G_p'' = 454109,77 + 106685,71 = 560795,48 \text{ кг/год}$$

4.5 Матеріальний баланс абсорберу

Прибуткова частина

1. Поглинальний розчин: $G_p' = 558090 \text{ кг/год}$

2. Сухий коксовий газ:

$$G_r' = V_r^o \cdot \rho_r^o; \quad (4.32)$$

$$G_r' = 135000 \cdot 0,434 = 58590 \text{ кг/год},$$

де ρ_r^o - густина коксового газу за нормальними умовами (0°C , 760 мм рт. ст.).

$$\rho_r^o = \Sigma(v_i \cdot M_i) / 22,4; \quad (4.33)$$

$$\rho_r^o = (0,6 \cdot 0,2 + 0,255 \cdot 16 + 0,057 \cdot 28 + 0,025 \cdot 28 + 0,022 \cdot 44 + 0,035 \cdot 28 + 0,006 \cdot 32) / 22,4 = 0,434 \text{ кг/м}^3$$

3. Водяна пара, яка поступає з газом:

$$G'_n = V^\circ_r \cdot (P_n / (P_{\text{общ}} - P_n)) \cdot \rho^\circ_n ; \quad (4.34)$$

де P_n – тиск насиченої водяної пари при температурі 27°C (точка роси коксового газу);

$P_{\text{общ}}$ – тиск коксового газу перед абсорбером, мм рт. ст.

$$G'_n = 35000 \cdot (26,74/820 - 26,74) \cdot (18 \cdot 22,4) = 3656,82 \text{ кг/год}$$

4. Сірководень:

$$G'_{\text{H}_2\text{S}} = V^\circ_r \cdot a_1; \quad (4.35)$$

$$G'_{\text{H}_2\text{S}} = 135000 \cdot 0,018 = 2430 \text{ кг/год}$$

5. Ціаністий водень:

$$G'_{\text{HCN}} = 135000 \cdot 0,0011 = 148,5 \text{ кг/год}$$

Витратна частина

1. Поглинальний розчин: $G''_p = 560795,48 \text{ кг/год}$

2. Сухий коксівний газ:

$$G''_r = G'_r - G_{\text{CO}_2} - G^{(4)}_{\text{O}_2} + G^{(5)}_{\text{H}_2} - G^{(7)}_{\text{O}_2} - G^{(8)}_{\text{O}_2}; \quad (4.36)$$

$$G''_r = 58590 - 583,39 - 17,05 + 0,062 - 1,55 - 3,49 = 57984,582 \text{ кг/год}$$

3. Водяна пара:

$$G''_n = G'_n = 3656,82 \text{ кг/год}$$

4. Сірководень:

$$G''_{\text{H}_2\text{S}} = V^\circ_r \cdot a_2; \quad (4.37)$$

$$G''_{\text{H}_2\text{S}} = 135000 \cdot 0,0027 = 364,5 \text{ кг/год}$$

5. Ціаністий водень:

$$G''_{\text{HCN}} = 135000 \cdot 0,0011 \cdot 0,2 = 29,7 \text{ кг/год}$$

6. Аміак:

$$G''_{\text{NH}_3} = G^{(6)}_{\text{NH}_3} = 6,48 \text{ кг/год}$$

Результати матеріальних розрахунків процесу абсорбції сірководню приведена у табл. 4.2

Таблиця 4.2 - Матеріальний баланс абсорбера сірководню

Найменування компонентів	Прихід, кг/год	Витрати, кг/год
1	2	3
1. Сухий коксівний газ	58590	57984,582
2. Водяні пари	3656,82	3656,82
3. Сірководень	2430	364,5
4. Ціаністий водень	148,5	29,7

Продовження таблиці 4.2

1	2	3
5. Аміак	—	6,48
Усього газоподібних продуктів	64825,32	62042,082
6.Залізо	1,748	—
7. Поглинальний розчин	558090	560795,48
У тому числі: Na_2CO_3	20034	11839,00
NaHCO_3	8586	16114,23
NaHS	716	4050,79
NaCN	477,0	612,85
NaCNS	47700	47786,34
NaCOOH	14310	14335,93
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	4770	4778,63
Na_2SO_4	1908	1911,45
$\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$	5247	5256,49
Вода	454342	454109,77
Усього	558090	558073

4.6 Розрахунок розмірів абсорбера

4.6.1 Вибір типу абсорбера

За результатами аналізу механізму й кінетики процесу абсорбції сірководню з коксового газу поглинальним содовим розчином визначено, що основний опір процесу здійснюється газовою фазою. При швидкостях газу 1-3 м/с у насадкових апаратах дифузійний опір рідкої фази становить 10-30% загального опору [4]. Тому для здійснення цього процесу необхідно використовувати апарати, які забезпечують інтенсивний рух як газової, так і рідкої фаз. Цим вимогам повною мірою відповідають абсорбери з металевою стільниковою насадкою.

Приймаємо наступні параметри металевої насадки:

Товщина листа, δ , м - 0,0010.

Відстань між листами b , м - 0,019.

Висота листа у пакеті, h , м - 0,4.

Питома поверхня насадки:

$$\sigma = 2/(\delta + b) \quad (4.38)$$

$$\sigma = 2/(0,001 + 0,019) = 100 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Питомий вільний об'єм насадки:

$$V_{cb} = b/(b + \delta) \quad (4.39)$$

$$V_{cb} = 0,019/0,02 = 0,950 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

4.6.2 Визначення діаметра абсорбера

Поперечний переріз абсорбера визначається з рівняння витрати газу:

$$V_r = w \cdot S \quad (4.40)$$

Для циліндричних апаратів:

$$S = \pi \cdot D^2 / 4 = 0,785 D^2 \quad (4.41)$$

Звідси діаметр апарата:

$$D = \sqrt{V_r / 3600 \cdot 0,785 \cdot w} \quad (4.42)$$

де V_r – об'ємна витрата газу, м³/год;

w - фіктивна швидкість газу в апараті, тобто швидкість віднесена до повного перетину апарата, м/с.

Середня об'ємна витрата газу в апарату при температурі 30°C и тиску 820 мм рт. ст.:

$$V_{\Gamma} = V_{\text{сг}} + V_{\text{п}} + V_{\text{H}_2\text{S}} + V_{\text{HCN}} + V_{\text{NH}_3} \quad (4.43)$$

$$V_{\Gamma} = (303/273) \cdot (760/820) \times (58287,291 / 0,434 + 3656,82 \cdot 22,4 / 18 + 1397,25 \cdot 22,4 / 34 + 89,1 \cdot 22,4 / 27 + 3,24 \cdot 22,4 / 17) = 144239,085 \text{ м}^3/\text{год}$$

Середня щільність газу :

$$\rho_{\Gamma} = (64825,32 + 62042,082) / (2 \cdot 144239,085) = 0,439 \text{ кг/м}^3$$

Через обмеженість напору газодувки на коксохімічних підприємствах швидкість газу в насадкових абсорберах визначається з умови забезпечення плівкового режиму роботи, а саме:

$$w = (0,2 - 0,5) w_3, \quad (4.44)$$

де w_3 – швидкість захливання, віднесена до повного перетину апарата, м/с.

Остання визначається за емпіричним рівнянням В.А. Малюсова та Н.М. Жаворонкова [4]:

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \sigma}{4\nu_{\text{св.г}}^3} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = A - B \left(\frac{G_{\text{ж}}}{G_{\Gamma}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125} \quad (4.45)$$

де $\mu_{\text{ж}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості, МПа · с;

$G_{\text{ж}}$, G_{Γ} – витрата рідини й газу відповідно, кг/год;

A , B – постійні, значення яких залежить від типу насадки (табл.4.3).

Таблиця 4.3- Значення постійних A и B для різних типів насадок.

Тип насадки	A	B
Дерев'яна хордова	0	1,75
Металева плоско-паралельна	0	1,75
Кільця Рашига	- 0,073	1,75
Пакетна насадка	0,062	1,55

При в'язкості поглинального розчину $\mu_{\text{ж}} = 2,0$ МПа та наведених вище зазначеннях інших параметрів отримаємо:

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \cdot 100}{4 \cdot 0,95^3 \cdot 9,81} \cdot \frac{0,439}{1170} \cdot 2^{0,16} \right) = 0,062 - 1,75 \left(\frac{454342}{63433,70} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{0,439}{1170} \right)^{0,125}$$

$$\lg [w_3^2 \cdot 1,26 \cdot 10^{-3}] = -0,998 ,$$

звідки $w_3 = 8,95 \text{ м/с}$.

Робочу швидкість, віднесену до повного перетину апарата, приймаємо рівною:

$$w = 0,3 \cdot w_3 ; \quad (4.46)$$

$$w = 0,3 \cdot 8,95 = 2,685 \text{ м/с}$$

Тоді діаметр сірчаного абсорбера складе:

$$D = \sqrt{\frac{144239,085}{2,685 \cdot 0,785 \cdot 3600}} = 4,36 \text{ м}$$

Приймаємо стандартний діаметр апарата $D = 4,5 \text{ м}$. Тоді фіктивна швидкість газу в абсорбері складає:

$$w = 144239,085 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 4,5^2) = 2,5 \text{ м/с},$$

а дійсна швидкість газу в насадці:

$$w_{\text{ист}} = w / v_{\text{св}} ; \quad (4.47)$$

$$w_{\text{ист}} = 2,5 / 0,950 = 2,63 \text{ м/с}.$$

4.6.3 Визначення поверхні насадки абсорбера

Необхідна поверхня насадки в абсорбері визначається з рівняння масопередачі:

$$F = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}}{K_p \Delta P_{\text{ср}}} , \quad (4.48)$$

де $G_{\text{H}_2\text{S}}$ – кількість сірководню, поглиненого з коксового газу содовим розчином, кг/ч;

K_p – коефіцієнт масопередачі, кг/(м²·ч·мм рт. ст.);

$\Delta P_{\text{ср}}$ – середня рушійна сила масопередачі, мм рт. ст.

Коефіцієнт масопередачі визначається через коефіцієнти масовіддачі в газовій $\beta_{\text{г}}$ та в рідкій фазі $\beta_{\text{ж}}$:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\text{г}}} + \frac{m}{\beta_{\text{ж}}}} \quad (4.49)$$

Коефіцієнт розподілу $m=1$. Для визначення коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі для регулярних насадок рекомендується критеріальне рівняння І.А. Гільденблата [5]:

$$Nu_{\Gamma} = 0,167 \cdot Re_{\Gamma}^{0,74} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,33} \cdot (h / d_{\text{э}})^{-0,47} \quad (4.50)$$

Значення критерію Рейнольдса для проектного абсорбера:

$$Re = \frac{w_{\text{ист}} d_{\text{э}} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \quad (4.51)$$

Еквівалентний діаметр насадки:

$$d_e = 4 \cdot v_{\text{св}} / \sigma \quad (4.52)$$

$$d_e = 4 \cdot 0,950 / 100 = 0,038 \text{ м}$$

В'язкість коксового газу при температурі 30°C $\mu_{\Gamma}=12,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [6].

Тоді

$$Re_{\Gamma} = (2,63 \cdot 0,038 \cdot 0,439) / (12,7 \cdot 10^{-6}) = 3454,6$$

Значення критерію Прандтля для коксового газу:

$$Pr_{\Gamma} = \frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} D_{\Gamma}} \quad (4.53)$$

де D_{Γ} – коефіцієнт дифузії сірководню в коксовому газі, $\text{м}^2/\text{с}$.

Значення D_{Γ} можна визначити по формулі:

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{1,5}}{P(v_{\text{H}_2\text{S}}^{0,33} + v_{\text{кг}}^{0,33})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\text{H}_2\text{S}}} + \frac{1}{M_{\text{кг}}}} \quad (4.54)$$

де $T = 303 \text{ К}$ - абсолютна температура в скрубєрі;

$P = 820/733,5 = 1,115 \text{ ат}$ - тиск у скрубєрі;

$v_{\text{H}_2\text{S}}$, $v_{\text{кг}}$ - мольні обсяги сірководню й коксового газу, обумовлені як сума атомних обсягів елементів, що входять до складу газу, $\text{см}^3/\text{моль}$;

$M_{\text{H}_2\text{S}}$ й $M_{\text{кг}}$ – мольні маси сірководню й коксового газу, $\text{кг}/\text{кмоль}$.

За даними К.Ф. Павлова, Н.Г. Романкова та А.А. Носкова [7]:

$v_{\text{H}_2\text{S}}=33,0$; $v_{\text{H}_2}=14,3$; $v_{\text{CH}_4}=28,9$; $v_{\text{CO}}=30,7$; $v_{\text{C}_2\text{H}_4}=44,4$; $v_{\text{CO}_2}=34,0$; $v_{\text{N}_2}=31,2$;

$v_{\text{O}_2}=25,6$; $v_{\text{H}_2\text{O}}=14,8$.

З урахуванням об'ємної частки кожного компонента в коксовому газі визначаємо:

$$V_{\text{кг}} = 14,3 \cdot 0,581 + 28,9 \cdot 0,25 + 30,7 \cdot 0,064 + 44,4 \cdot 0,03 + 34 \cdot 0,025 + \\ + 31,2 \cdot 0,042 + 25,6 \cdot 0,01 = 21,23 \text{ см}^3/\text{моль}$$

Молекулярна маса коксового газу:

$$M_{\text{кг}} = 22,4 \cdot \rho_{\text{г}}^0 = 22,4 \cdot 0,439 = 9,83 \text{ кг/кмоль}$$

Тоді

$$D_{\text{г}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 303^{1,5}}{1,115(33^{0,33} + 21,23^{0,33})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{34} + \frac{1}{9,83}} = 2,09 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

Щільність газу:

$$\rho_{\text{г}} = \rho_{\text{г}}^0 \cdot (P \cdot T_0) / (P_0 \cdot T) \quad (4.55)$$

$$\rho_{\text{г}} = 0,439 \cdot (820 \cdot 273) / (760 \cdot 303) = 0,426 \text{ кг/м}^3$$

де $\rho_{\text{г}}$ – щільність коксового газу при 30°С і тиску 820 мм рт. ст.

Критерій Прандтля:

$$\text{Pr} = \frac{\mu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}} \cdot D_{\text{г}}} \quad (4.56)$$

$$\text{Pr} = 12,7 \cdot 10^{-6} / (0,426 \cdot 2,09 \cdot 10^{-5}) = 1,426$$

Критерій Нусельта:

$$\text{Nu}_{\text{г}} = 0,167 \cdot 3454,6^{0,74} \cdot 1,426^{0,33} \cdot (0,4 / 0,038)^{-0,47} = 25,63$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі:

$$\beta_{\text{г}} = 25,63 \cdot 2,09 \cdot 10^{-5} / 0,038 = 0,014 \text{ м/с}$$

У перерахунку на 1 годину й на рушійну силу, виражену в мм рт. ст.:

$$\beta_{\text{г}} = \beta_{\text{г}} (M_{\text{H}_2\text{S}} \cdot 3600) / (22,4 \cdot 760) \quad (4.57)$$

$$\beta_{\text{г}} = 1,4 \cdot 10^{-2} \cdot (34 \cdot 3600) / (22,4 \cdot 760) = 0,1 \text{ кг / (м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.)}$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при фізичній абсорбції може бути визначений по рівнянню В.М. Рамма й З.В. Чагіна [5]:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0019 \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^{0,77} \cdot \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}, \quad (4.58)$$

і в той же час:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} \delta_{\text{прив}}}{D_{\text{ж}}} \quad (4.59)$$

де $\delta_{\text{прив}} = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}}^2 g} \right)^{0,33}$ - наведена товщина плівки рідини на поверхні насадки, м.

Критерій Рейнольдса для плівки рідини:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q_{\text{ж}}}{\sigma \mu_{\text{ж}}} \quad (4.60)$$

Масова швидкість рідини (поглинального розчину), $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$:

$$q_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{р}}}{S \cdot 3600} \quad (4.61)$$

Масова витрата поглинального розчину $G_{\text{р}} = 558090 \text{ кг/год}$

Площа поперечного перерізу абсорбера

$$S = 0,785 \cdot 4,5^2 = 15,9 \text{ м}^2$$

Тоді

$$q_{\text{ж}} = 558090 / (3600 \cdot 15,9) = 9,75 \text{ кг/}(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Отже:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = (4 \cdot 9,75) / (100 \cdot 2 \cdot 10^{-3}) = 195$$

Значення критерію Прандтля для поглинального розчину:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} \quad (4.62)$$

Коефіцієнт дифузії сірководню в поглинальному розчині при 20°C можна визначити по формулі [11]:

$$D_{\text{ж}}^{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_{\text{ж}}} (v_{\text{H}_2\text{S}}^{0,33} + v_{\text{H}_2\text{O}}^{0,33})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\text{H}_2\text{S}}} + \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}}} \quad (4.63)$$

де А и В - коефіцієнти, що залежать від властивостей розчинника;

$\mu_{\text{ж}}$ – динамічна в'язкість розчину, $\text{мПа} \cdot \text{с}$.

Для газів $A = 1$, для води $B = 4,7$ і тоді:

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{2} (33^{0,33} + 14,8^{0,33})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{34} + \frac{1}{18}} = 1,398 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}$$

При температурі розчину 30°C коефіцієнт дифузії складе:

$$D_{\text{ж}}^t = D_{\text{ж}}^{20} [1 + b \cdot (t - 20)], \quad (4.64)$$

де b - температурний коефіцієнт;

$$b = 0,2\mu_{\text{ж}}^{0.5} \cdot \rho_{\text{ж}}^{-0.33} \quad (4.65)$$

$$b = 0,2 \cdot 2^{0.5} \cdot 1170^{-0.33} = 0,027$$

Тоді

$$D_{\text{ж}}^{30} = 1,398 \cdot 10^{-9} \cdot [1 + 0,027 \cdot (30 - 20)] = 1,78 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Критерій Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = 2 \cdot 10^{-3} / (1170 \cdot 1,78 \cdot 10^{-9}) = 960$$

Критерій Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0019 \cdot 195^{0,77} \cdot 960^{0,5} = 3,41$$

Наведена товщина плівки рідини на поверхні насадки:

$$\delta_{\text{прив}} = ((2 \cdot 10^{-3} / 1170)^2 / 9,81)^{0,33} = 0,735 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі:

$$\beta_{\text{ж}} = \text{Nu}_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}} / \delta_{\text{прив}} \quad (4.66)$$

$$\beta_{\text{ж}} = 3,41 \cdot 1,78 \cdot 10^{-9} / 0,735 \cdot 10^{-4} = 8,25 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$$

У перерахуванні на 1 годину і на рушійну силу, виражену в мм рт. ст.:

$$\beta_{\text{ж}'} = \beta_{\text{ж}} \cdot 3600 / E \quad (4.67)$$

де $E = P/\text{с}$ – константа Генрі, мм рт. ст / (кг/м³);

P - рівноважний тиск сірководню над поглинальним розчином при концентрації сірководню в розчині, мм рт. ст.

Оскільки рівняння рівноваги між газом і розчином є нелінійним, а саме:

$$P = 12,3 \cdot (c/34) + 17 \cdot (t + 48) (c/34)^{3,04}, \quad (4.68)$$

то константа Генрі є змінною по висоті абсорбера величиною.

Її середньо логарифмічне значення:

$$E = \frac{E_1 - E_2}{\ln \frac{E_1}{E_2}} \quad (4.69)$$

Значення константи Генрі нагорі абсорбера:

$$E_1 = P_1^* / c_1, \quad (4.70)$$

де c_1 – концентрація сірководню в поглинальному розчині на вході в скруббер, кг/м³.

Відповідно до матеріальних розрахунків $z_1 = 0,91 \text{ кг/м}^3$, а рівноважний тиск сірководню над розчином:

$$P_1 = 12,3 \cdot (0,91/34) + 17 \cdot (30+48) \cdot (0,91/34)^{3,04} = 0,351 \text{ мм рт. ст.}$$

Тоді

$$E_1 = 0,351 / 0,91 = 0,386 \text{ (мм рт. ст} \cdot \text{м}^3) / \text{кг}$$

Унизу абсорбера $c_2 = 5,24 \text{ кг/м}^3$.

$$P_2^* = 12,3 \cdot (5,24/34) + 17 \cdot (30+48) \cdot (5,24/34)^{3,04} = 6,4 \text{ мм рт. ст.}$$

І тоді

$$E_2 = 6,4/5,24 = 1,22 \text{ (мм рт. ст} \cdot \text{м}^3) / \text{кг}$$

Середньо логарифмічне значення константи Генрі:

$$E = (0,386 - 1,22) / \ln (0,386/1,22) = 0,725 \text{ (мм рт. ст} \cdot \text{м}^3) / \text{кг}$$

$$\beta_{ж'} = 3600 \cdot \beta_{ж} / E \quad (4.71)$$

$$\beta_{ж'} = 3600 \cdot 8,25 \cdot 10^{-5} / 0,725 = 0,4096 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{год мм рт.ст.})$$

Коефіцієнт масо передачі в абсорбері:

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{г'}} + \frac{1}{\beta_{ж}}} = \frac{1}{\frac{1}{0,08937} + \frac{1}{0,4066}} = 0,071 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}) \quad (4.72)$$

Підставивши відповідні значення коефіцієнтів масовіддачі в газовій і рідкій фазах одержимо:

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{0,1} + \frac{1}{0,4096}}$$

$$K_p = 0,077 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.})$$

Середньо логарифмічне значення рушійної сили процесу абсорбції:

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_{низ} - \Delta P_{верх}}{\ln \frac{\Delta P_{низ}}{\Delta P_{верх}}} \quad (4.73)$$

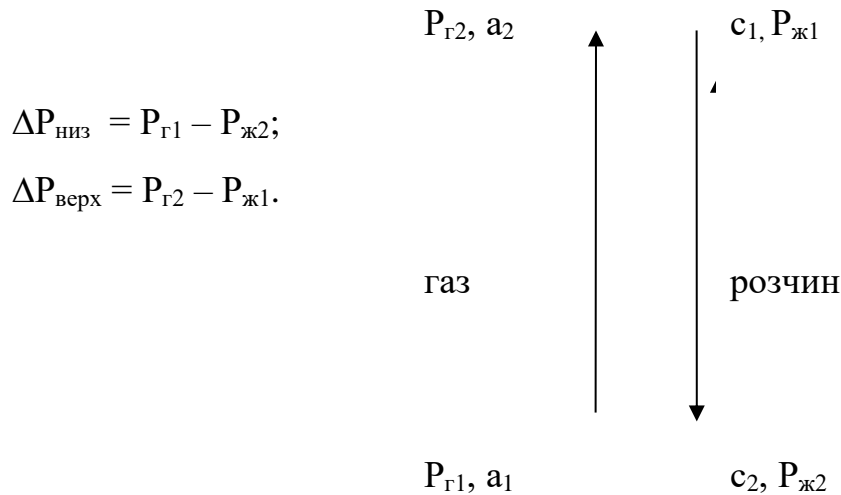


Рисунок 2 - Поток в абсорбери

Парціальний тиск сірководню в коксовому газі на вході в абсорбер (низ апарата) визначається за законом Дальтона:

$$P_{г1} = P_{\text{общ}} \frac{V_{\text{H}_2\text{S}}}{V_{г} + V_{\text{H}_2\text{S}}} \quad (4.74)$$

Зневажаючи обсягом водяної пари у коксовому газі (близько 3%), отримуємо (див. матеріальний розрахунок):

$$P_{г1} = 820 \frac{0,018 \cdot 22,4}{34 + 0,018 \cdot 22,4}$$

$$P_{г1} = 9,61 \text{ мм рт. ст.}$$

Парціальний тиск сірководню в коксовому газі на виході з абсорбера (верх апарата):

$$P_{г2} = 810 \frac{0,0027 \cdot 22,4}{34 + 0,0027 \cdot 22,4}$$

де 810 - тиск коксового газу на виході з абсорбера при втраті тиску в ньому $\Delta P_{\text{пот}} \approx 10 \text{ мм рт. ст.}$

$$P_{г2} = 1,438 \text{ мм рт. ст.}$$

Рівноважний тиск сірководню над розчином унизу абсорбера:

$$P_{ж2} = P_2^* = 12,3 \cdot (5,24/34) + 17 \cdot (30+48) \cdot (5,24/34)^{3,04} = 6,4 \text{ мм рт. ст.}$$

Рівноважний тиск сірководню над розчином на верху абсорбера:

$$P_{ж1} = P_1^* = 12,3 \cdot (0,91/34) + 17 \cdot (30+48) \cdot (0,91/34)^{3,04} = 0,351 \text{ мм рт.ст.}$$

Тоді

$$\Delta P_{\text{низ}} = 9,61 - 6,4 = 3,21 \text{ мм рт. ст.}$$

$$\Delta P_{\text{верх}} = 1,438 - 0,351 = 1,087 \text{ мм рт. ст.}$$

Остаточна середня рушійна сила процесу:

$$\Delta P_{\text{ср}} = (3,21 - 1,087) / \ln (3,21/1,087) = 1,96 \text{ мм рт. ст.}$$

Необхідна поверхня масо передачі

$$F = G_{H_2S} / (K_p \cdot \Delta P_{\text{ср}}) \quad (4.75)$$

$$F = 2065,5 / (0,077 \cdot 1,96) = 13686,05 \text{ м}^2$$

В промислових апаратах через нерівномірний розподіл газу й рідини в поперечному перерізі коефіцієнти масопередачі в кілька разів менше, ніж в експериментальних установках. Тому фактична поверхня повинна прийматися зі значним запасом. За даними досліджень [5] у промислових абсорберах сірководню з хордовою насадкою при швидкості газу 0,7-0,9 м/с коефіцієнт масопередачі в 4-6 разів менше, ніж в експериментальних умовах. Оскільки в проектуваному апараті швидкість газу (і щільність зрошення) більше, то приймаємо коефіцієнт запасу поверхні масопередачі рівним 3,5 .

Таким чином, необхідна поверхня насадки

$$F = 3,5 \cdot 13686,05 = 47901,2 \text{ м}^2.$$

4.7 Розрахунок висоти абсорбера.

Об'єм насадки в абсорбері:

$$V_{\text{нас}} = F / \sigma \quad (4.76)$$

$$V_{\text{нас}} = 47901,2 / 100 = 479,01 \text{ м}^3$$

Загальна висота насадки:

$$H_{\text{нас}} = V_{\text{нас}} / S \quad (4.77)$$

$$H_{\text{нас}} = 479,01 / 0,785 \cdot 4,5^2 = 30,14 \text{ м}$$

Приймаємо висоту однієї секції насадки:

$$H_{\text{сек}} = 0,4 \cdot 7 = 2,8 \text{ м ,}$$

де 7 - число пакетів по висоті секції;

0,4 - висота одного пакета, м.

Тоді число секцій насадки:

$$n_{\text{сек}} = H_{\text{нас}} / H_{\text{сек}} \quad (4.78)$$

$$n_{\text{сек}} = 30,14 / 2,8 \approx 11$$

Приймаючи відстань між секціями 0,5 м, висоту підскрубного збірника 5 м і висоту простору над насадкою 3 м, знайдемо загальну висоту абсорбера:

$$H = 2,8 \cdot 11 + 0,5 \cdot 9 + 5 + 3 = 43,3 \text{ м}$$

Приймаємо висоту скрубера 40м.

4.8 Гідравлічний розрахунок абсорберу

Загальна втрата тиску коксового газу в абсорбері:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{вх}} + \Delta P_{\text{вих}} + \Delta P_{\text{нас}}, \quad (4.79)$$

де $\Delta P_{\text{вх}}$, $\Delta P_{\text{вих}}$ - втрата тиску газу на вході (раптове розширення) і на виході (раптове розширення) з абсорбера, Па;

$\Delta P_{\text{нас}}$ - втрата тиску в насадці, Па.

Втратами тиску при повороті на 90° на вході і виході абсорбера, а також при вході в секцію насадки і при виході з неї нехтуємо.

Втрата тиску при виході газу з газопроводу в нижню частину абсорбера:

$$\Delta P_{\text{вх}} = \xi_{\text{вх}} \cdot (\rho_{\text{г}} \cdot w_{\text{г}}^2) / 2 \quad (4.80)$$

де $\xi_{\text{вх}} = f(\text{Re}, S_{\text{тр}} / S_{\text{max}})$ - коефіцієнт раптового розширення.

Площу перетину газопроводу визначаємо з рівняння витрати газу:

$$S_{\text{газ}} = V_{\text{г}} / (3600 \cdot w_{\text{г}}). \quad (4.81)$$

Об'ємна витрата газу:

$$V_{\text{г}} = 144239,085 \text{ м}^3 / \text{год.}$$

Щільність коксового газу

$$\rho_{\text{г}} = G_{\text{г}} / V_{\text{г}}; \quad (4.82)$$

$$\rho_r = 64825,32/144239,085 = 0,449 \text{ кг/м}^3.$$

Приймаємо швидкість газу в газопроводі $w_r = 15 \text{ м/с}$, тоді

$$S_{\text{тр}} = 144239,085 / 3600 \cdot 15 = 2,67 \text{ м}^2.$$

Діаметр газопроводу

$$d_{\text{газ}} = (S_{\text{газ}} / 0,785)^{0,5} \quad (4.83)$$

$$d_{\text{газ}} = (2,67 / 0,785)^{0,5} = 1,844 \text{ м}.$$

Приймаємо стандартний діаметр газопроводу $d=2 \text{ м}$. Тоді швидкість газу в газопроводі:

$$w_r = 144239,085 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 2^2) = 12,76 \text{ м/с}$$

Критерій Рейнольдса потоку газу в газопроводі:

$$Re_r = (w_r \cdot d \cdot \rho_r) / \mu_r; \quad (4.84)$$

$$Re_r = (12,76 \cdot 2 \cdot 0,449) / (12,7 \cdot 10^{-6}) = 902000.$$

Приймаємо, що потік газу на виході з газопроводу розширюється до максимального перетину:

$$S_{\text{max}} = d_{\text{газ}} \cdot D_{\text{а6}}; \quad (4.85)$$

$$S_{\text{max}} = 2 \cdot 4,5 = 9 \text{ м}^2.$$

Тоді

$$S_{\text{тр}} / S_{\text{max}} = 2,67/9 = 0,29$$

За даними таблиці XIII [11] знаходимо $\xi_{\text{вх}}=0,5$. Приймаючи діаметр газопроводу на виході з абсорбера таким же, як і на вході (2 м) знаходимо з таблиці XIII [11] $\xi_{\text{вх}} = 0,35$. Тоді

$$\Delta P_{\text{вх}} = 0,5 \cdot (0,449 \cdot 12,76^2) / 2 = 18,27 \text{ Па},$$

$$\Delta P_{\text{вых}} = 0,35 \cdot (0,449 \cdot 12,76^2) / 2 = 12,79 \text{ Па}.$$

Гідравлічний опір сухої насадки:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_3} \frac{\rho_r w_{\text{ист}}^2}{2}, \quad (4.86)$$

Для регулярної насадки коефіцієнт опору можна визначити по рівнянню:

$$\lambda = a / Re_r^{0,375}, \quad (4.87)$$

де a – константа, значення якої залежить від виду насадки.

Для дерев'яної хордової насадки $a=6,64$ [12], для металевої плоско-паралельної насадки:

$$a = 3,12 + 17 \frac{d_2}{h} \left(\frac{b}{\delta + b} \right)^{1,37}, \quad (4.88)$$

де b – відстань між листами, мм;

δ - товщина листів, мм.

Для правильно укладених кілець Рашига $a=9,2$ [13]. Тоді для прийнятої в розрахунку насадки:

$$a = 3,12 + 17 \frac{0,038}{0,4} \left(\frac{19}{1+19} \right)^{1,37} = 4,65$$

$$\lambda = 4,65/3454,6^{0,375} = 0,22.$$

Оскільки насадка з витяжно-просічних листів чинить значно більший опір потоку газу, чим насадка з плоских листів, приймаємо

$$\lambda = 1,9 \cdot 0,22 = 0,418.$$

Тоді

$$\Delta P_{\text{сyx}} = 0,418 \cdot (0,449 \times 30,14 \times 2,63^2 / 0,038 \times 2) = 514,7 \text{ Па}.$$

Опір зрошуваної насадки при плівковому режимі визначається по формулі [9,13]:

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сyx}} \cdot (1 + k \cdot U), \quad (4.89)$$

де U – щільність зрошування, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;

k – коефіцієнт, залежний від типу насадки.

Для вільно укладених кілець та хордової насадки $k=0,06$, для правильно укладених кілець $k=0,04$.

Щільність зрошування:

$$U = V_p / (0,785 \cdot D^2); \quad (4.90)$$

$$U = 477 / (0,785 \cdot 4,5^2) = 30 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

Тоді

$$\Delta P_{\text{ор}} = 514,7 \cdot (1 + 0,04 \cdot 30) = 1132,34 \text{ Па}.$$

Опір опорних ґрат, на які укладається насадка:

$$\Delta P_{\text{реш}} = \xi \frac{\rho_r w^2}{2} n_{\text{сек}}. \quad (4.91)$$

Коефіцієнт опору ґрат визначається по формулі :

$$\xi = \left(\frac{1}{\varphi} - 1 + \frac{0,707}{\varphi} \sqrt{1 - \varphi} \right)^2 \quad (4.92)$$

де φ - частка живого перетину ґрат.

Опорні ґрати складаються з швелерів або двутаврів, розташованих в горизонтальній площині паралельно з кроком 0,5-0,6 м, на які зверху укладений металевий лист з отворами діаметром 30-40 мм. Живий перетин металевих ґрат складає 35-40%, частина якого (25-30%) перекривається опорними балками.

Приймаємо живий перетин опорних ґрат

$$\varphi = 0,4 \cdot (1 - 0,25) = 0,3.$$

Тоді

$$\xi = \left(\frac{1}{0,3} - 1 + \frac{0,707}{0,3} \sqrt{1 - 0,3} \right)^2 = 18,53.$$

$$\Delta P_{\text{реш}} = 316,51.$$

Загальний опір частині насадки рівний:

$$\Delta P_{\text{нас}} = \Delta P_{\text{ор}} + \Delta P_{\text{реш}}; \quad (4.93)$$

$$\Delta P_{\text{нас}} = 1132,34 + 316,51 = 1448,85 \text{ Па}$$

Загальний опір абсорбера:

$$\Delta P = 18,27 + 2,79 + 1448,85 = 1479,91 \text{ Па}.$$

5 РОЗРАХУНОК РЕГЕНЕРАТОРА

5.1 Призначення й конструкція регенератора

Для регенерації поглинального розчину вакуум-карбонатної сіркоочистки найбільш часто застосовуються апарати тарілчастого типу. Регенератор являє собою циліндричну колону зі сферичними кришкою й днищем. Він оснащений двох або трьох каскадними ковпачковими тарілками

(рис. 3). У верхній частині колони розташований штуцер з розтрубом для подачі розчину в регенератор. Для відділення пар від рідини над штуцером встановлений короб Г-образного перетину, а на виході пари - сітчастий або жалюзійний відбійник.

Насичений розчин надходить на верхню тарілку й стікає через всі нижче розташовані тарілки в кубову частину регенератора. Десорбція кислих газів (H_2S , HCN , CO_2) здійснюється при продувці розчину на тарілках парою, що утвориться при нагріванні розчину до температури кипіння в кубі регенератора. Підігрів розчину відбувається глухою парою у виносних підігрівачах за умов природної циркуляції.

У кубовій частині регенератора розташовані штуцери для виходу розчину в циркуляційні підігрівачі й повернення паро-рідинної суміші з них, а також для відводу регенованого розчину в збірники. Для відділення крапель розчину з парового потоку над штуцерами для входу паро-рідинної суміші встановлений Г-подібний короб, верхня горизонтальна полиця якого виконана із пересічно-витяжного листа, а під першою тарілкою - сітчастий або жалюзійний відбійник.

Розроблено багато типорозмірів регенераторів різного діаметра з різною кількістю тарілок. Недоліком регенераторів з ковпачковими тарілками є складність конструкції і великий гідравлічний опір, що сягає 5 мм рт. ст. на одній тарілці. Це приводить до зниження вакууму в кубі регенератора, підвищенню температури кипіння розчину та до відповідного збільшення витрати пари в циркуляційних підігрівачах. Спрощення конструкції й зниження гідравлічного опору досягається при встановленні в регенераторах провальних тарілок із щілинними отворами шириною 4 мм і довжиною 60 мм.

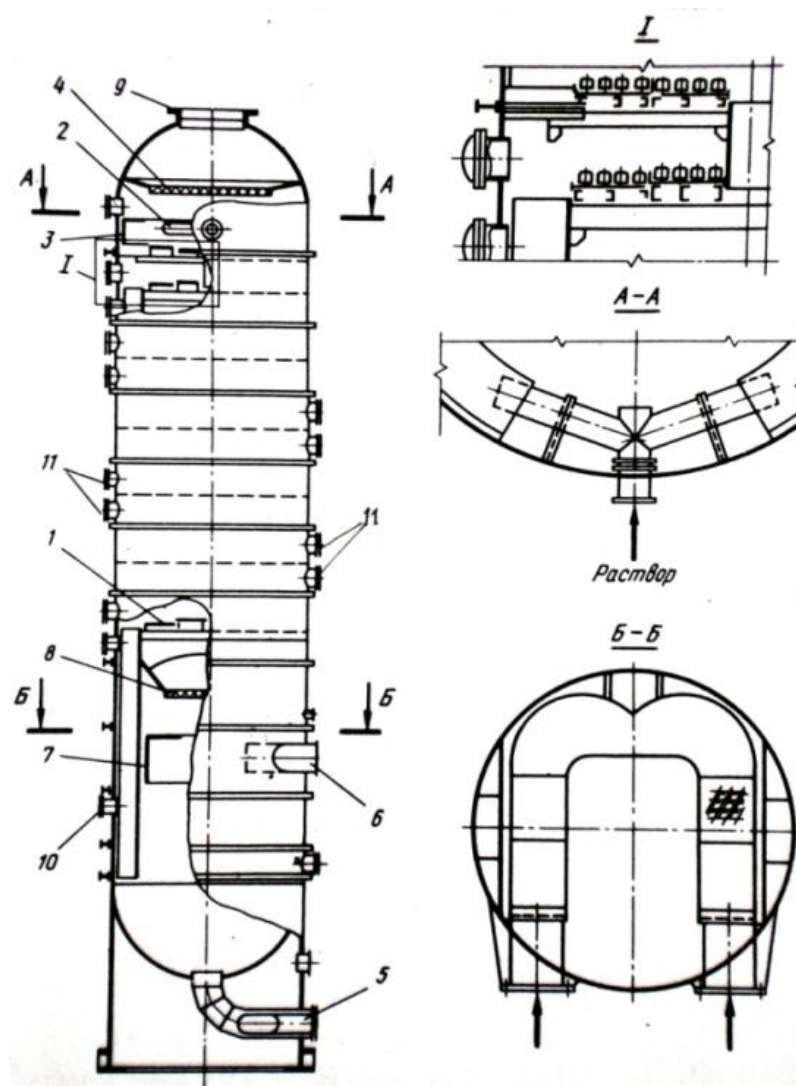


Рисунок 3 - Регенератор поглинального розчину

1 - тарілки ковпачкові двохкаскадні; 2 - штуцер з розтрубом для введення розчину в підігрівач; 4 - крапельловлювач; 5 - вихід насиченого розчину з регенератора; 6 - вхід паро-рідинної суміші з підігрівача; 8 - відбійник; 9 - вихід пари з регенератора; 10 - вихід регенованого розчину; 11 – люки.

У при реконструкції цеху сіркоочищення пропонується замінити ковпачкові тарілки насадкою із просічно-витяжного листа з питомою поверхнею $150\text{--}180 \text{ м}^2/\text{м}^3$ і більше. Такі апарати мають більшу продуктивність при меншому гідравлічному опорі.

З метою зниження витрати пари на регенерацію поглинального розчину на пропонується використовувати тепло прямого коксового газу, який

охолоджується у первинних газових холодильниках (ПГХ) з горизонтальними трубами. Як теплоносієм при цьому використовується поглинальний розчин, що подається насосом з нижньої частини регенератора у верхні секції ПГХ, де він нагрівається від 63–65°C до 75°C. Нагрітий розчин повертається в куб регенератора під нижню тарілку, де відбувається його закипання і часткове випаровування. Пара, що утвориться, піднімається вгору по тарілках і сприяє десорбції кислих газів. За даними Українського Вуглехімічного Інституту (УХІН) для задовільної регенерації розчину ступінь випаровування його в кубі регенератора повинна становити 7–9%, тобто з 1 м³ розчину повинне випаруватися 80–100 кг води.

Недоліками поглинального розчину як теплоносія є висока корозійна активність, утворення сольових відкладень у трубах ПГХ, а також більш висока температура кипіння його у порівнянні із чистою водою, що знижує ефективність утилізації вторинних джерел тепла для його регенерації. Так при концентрації солей у розчині 250–350 г/л температурна дисперсія становить 3–5°C, у результаті чого знижується температурний напір і кількість тепла, яке передається від коксового газу до розчину.

Пропонується усунути ці недоліки використанням водяного конденсату у якості теплоносія, що утвориться при охолодженні регенераторних газів у конденсаторах-холодильниках. Цей конденсат практично не містить солей і тому не викликає корозії апаратів, має більшу теплоємність, а температура його кипіння в кубі регенератора на 3–5°C нижче, ніж поглинального розчину. Завдяки цьому для передачі заданої кількості тепла ПГХ у куб регенератора потрібна менша кількість конденсату і менша витрата електроенергії на його циркуляцію.

Реалізація такої схеми не вимагає реконструкції існуючих регенераторів і додаткових експлуатаційних витрат. Для цього переливні кишені в нижній тарілці заглушаються знизу, а розчин з них потрапляє в збірник регенерованого розчину по існуючому трубопроводу. Конденсат регенераторних газів при цьому направляється не в збірник регенерованого

розчину, а у відстійник для очищення від нафталіну і смолистих речовин. Далі конденсат надходить до циркуляційного насоса, що подає його в ПГХ [4]. Із ПГХ нагрітий до температури 72-75°C конденсат повертається в куб регенератора під нижню тарілку, де він частково випаровується й охолоджується до температури 62-64°C. Після цього конденсат через штуцер унизу регенератора йде на всмоктування циркуляційного насосу.

5.2 Матеріальний розрахунок процесу регенерації

Основними завданнями розрахунку є визначення кількості кислих газів (H_2S , HCN , CO_2), що виділяються з поглинального розчину в регенераторі, а також кількості розчину, виведеного із циклу для підтримки концентрації баластних солей на припустимому рівні, і кількості соди, що додає до розчину для компенсації її втрат.

5.2.1 Вихідні дані

Витрата сухого коксового газу, $\text{нм}^3/\text{год}$ - 135000.

Склад сухого коксового газу наведений у табл.1

Вміст у прямому газі, $\text{г}/\text{нм}^3$: H_2S -18,0, HCN - 1,1.

Ступінь абсорбції кислих компонентів, %:

H_2S - 85,0; HCN - 80,0; CO_2 - 10,0.

Питома витрата поглинального розчину, $\text{м}^3 / 1000 \text{ нм}^3$ газу - 3,54.

Склад поглинального розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$:

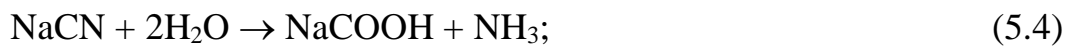
Na_2CO_3 – 42,0	NaCOOH – 30,0
NaHCO_3 – 18,0	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ – 10,0
NaHS – 1,5	Na_2SO_4 – 4,0
NaCN – 1,0	$\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ – 11,0
NaCNS – 100,0	-----
	Усього – 217,5

Щільність розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$ – 1170.

Витрата соди на утворення баластних солей, кг/кг поглиненого сірководню - 0,05.

5.2.2 Розрахунок кількості баластних солей

Розрахунок здійснюється у відповідності зі стехіометричними рівняннями реакцій:



Відповідно до вихідних даних приймаємо загальну витрату соди на утворення баластних солей 0,05 кг на 1 кг сірководню, що уловлюється [1].

Кількість сірководню, що уловлюється з коксового газу:

$$G_{\text{H}_2\text{S}} = V_{\text{r}}^0 \cdot (a_1 - a_2) = V_{\text{r}}^0 \cdot a_1 \cdot \eta_{\text{H}_2\text{S}}; \quad (5.6)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}} = 135000 \cdot (0,018 - 0,0027) = 2065,5 \text{ кг/год.}$$

Загальна витрата соди на утворення баластних солей:

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 0,05 \cdot G_{\text{H}_2\text{S}}; \quad (5.7)$$

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 0,05 \cdot 2065,5 = 103,2 \text{ кг/год.}$$

Витрата соди на утворення окремих баластних солей приймається пропорційною вмісту останніх у поглинальному розчині. У перерахунку на Na_2CO_3 вміст баластних солей у розчині становить, кг/м³:

$$\text{NaCNS: } 100 \cdot (106,16 \cdot 0,5 / 81) = 65,53;$$

$$\text{NaCOOH: } 30 \cdot (106,16 \cdot 0,5 / 68) = 23,41;$$

$$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3: 10 \cdot (106,16 / 158) = 6,71;$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4: 4 \cdot (106,16 / 142) = 2,99;$$

$$\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6: 11 \cdot (106,16 \cdot 2 / 304) = 7,67;$$

де 81, 68, 158, 142, 304 – молекулярні маси солей Na_2CO_3 , NaCNS , NaCOOH , $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$, Na_2SO_4 , $\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$.

Загальний вміст Na_2CO_3 , що відповідає вмісту нерегенеруємих солей, становить:

$$65,53 + 23,41 + 6,71 + 2,99 + 7,67 = 106,31 \text{ г/л}$$

Тоді витрата соди по реакціях (5.1) - (5.5) дорівнює, кг/год:

на утворення NaCNS – $95,6(65,53/106,31)=58,9$;

на утворення NaCOOH – $95,6(23,41/106,31)=21$;

на утворення $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ – $95,6(6,71/106,31)=6,09$;

на утворення Na_2SO_4 – $95,6(2,99/106,31)=2,69$;

на утворення $\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ – $95,6(7,67/106,31)=6,9$.

Усього – 95,6 кг/год.

Кількість баластних солей, що утворюються в поглинальному розчині по реакціях (1)-(5) і підлягають виводу із системи з відпрацьованим розчином, становить, кг/год:

$$G_{\text{NaCNS}}^{(\text{отр})} - 58,9(81/106,31 \cdot 0,5)=89,75;$$

$$G_{\text{NaCOOH}}^{(\text{отр})} - 21(68/106,31 \cdot 0,5)=26,86;$$

$$G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{(\text{отр})} - 6,09(158/106,31)=9,05;$$

$$G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{(\text{отр})} - 2,69(142/106,31)=3,59;$$

$$G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{(\text{отр})} - 6,9(304/106,31 \cdot 2)=9,87.$$

Загальна кількість баластних солей, що утворюються:

$$G_{\text{б.с.}}^{\text{отр}} = \sum G_i = 139,12 \text{ кг/год.}$$

5.2.3 Визначення кількості розчину, що виводиться із циклу

Обсяг виведеного із циклу відпрацьованого розчину визначається кількістю баластних солей, що утворюються, та їхньою концентрацією в розчині:

$$V_p^{\text{отр}} = G_{\text{б.с.}}^{\text{отр}} / C_{\text{б.с.}} \quad (5.8)$$

Пропонуємо виводити частину розчину на виході з регенератора, де концентрація баластних солей максимальна, до вводу свіжої соди для компенсації її втрат. Приймаємо, що концентрація баластних солей у цьому розчині така ж, як й у розчині, що подається в абсорбер, а саме:

$$C_{\text{с}} = \sum c_i = 100 + 10 + 4 + 30 + 11 = 155 \text{ кг/м}^3.$$

Тоді

$$V_p^{\text{отр}} = 139,12 / 155 = 0,897 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Визначимо масу відпрацьованого розчину:

$$G_p^{\text{отр}} = V_p^{\text{отр}} \cdot \rho_p; \quad (5.9)$$

$$G_p^{\text{отр}} = 0,897 \cdot 1170 = 1049,49 \text{ кг/год.}$$

Разом з відпрацьованим розчином виводяться не тільки баластні солі, але і активні компоненти в кількості, кг/год:

$$G^{\text{отр}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = V_p^{\text{отр}} C_{\text{Na}_2\text{CO}_3}; \quad (5.10)$$

$$G^{\text{отр}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 0,897 \cdot 42 = 37,67;$$

$$G^{\text{отр}}_{\text{NaHCO}_3} = 0,897 \cdot 18 = 16,14;$$

$$G^{\text{отр}}_{\text{NaHS}} = 0,897 \cdot 1,5 = 1,345;$$

$$G^{\text{отр}}_{\text{NaCN}} = 0,897 \cdot 1,0 = 0,897.$$

Загальна кількість солей, що виводяться з відпрацьованим розчином

$$G^{\text{отр}}_{\text{с}} = 139,12 + 37,67 + 16,14 + 1,345 + 0,897 = 195,17 \text{ кг/год.}$$

Маса води у відпрацьованому розчині

$$G^{\text{отр}}_{\text{H}_2\text{O}} = 1049,49 - 195,17 = 854,32 \text{ кг/год.}$$

Кількість свіжої соди, яку необхідно вводити в систему для компенсації її втрат з відпрацьованим розчином у вигляді баластних солей й активних компонентів, дорівнює:

$$G_{\text{свжNa}_2\text{CO}_3} = 95,6 + 37,67 + 16,14 \cdot (106,31 \cdot 0,5/84) + 1,345(106,31 \cdot 0,5/56) + 0,897(106,31 \cdot 0,5/49) = 145,849 \text{ кг/год}$$

5.2.4 Склад розчину на виході з регенератора

Розрахуємо матеріальний баланс збірників регенованого і свіжого розчинів (рис.2). Рівняння балансу будь-якого компонента розчину може бути представлене у вигляді:

$$G_i^{\text{рег}} + G_i^{\text{свж}} = G_i^{\text{пог}} + G_i^{\text{отр}}, \quad (5.11)$$

де $G_i^{\text{рег}}$ - кількість і-го компонента в розчині на виході з регенератора;

$G_i^{\text{свж}}$ - кількість і-го компонента у свіжому розчині соди для поповнення циклу;

$G_i^{\text{пог}}$ - кількість і-го компонента в поглинальному розчині перед абсорбером;

$G_i^{\text{отр}}$ - кількість і-го компонента у відпрацьованому розчині.

Кількість і-го компонента в розчині на виході з регенератора:

$$G_i^{\text{рег}} = G_i^{\text{пог}} + G_i^{\text{отр}} - G_i^{\text{свж}}. \quad (5.12)$$

Результати розрахунків наведені нижче.

Кількість компонентів у поглинальному розчині перед абсорбером

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{\text{погл}} = V_p^{\text{погл}} \cdot C_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{\text{погл}}. \quad (5.13)$$

Обсяг поглинального розчину:

$$V_p^{\text{погл}} = V_r \cdot g_p; \quad (5.14)$$

$$V_p^{\text{погл}} = 135000 \cdot 3,54 \cdot 10^{-3} = 477,9 \text{ м}^3/\text{год}.$$

де g_p – питома витрата поглинального розчину, $\text{м}^3/\text{м}^3$ газу.

Тоді кількість компонентів у поглинальному розчині перед абсорбцією:

$$G_{\text{Na}_2\text{CO}_3}^{\text{погл}} = 42,0 \cdot 477,9 = 20071,8;$$

$$G_{\text{NaHCO}_3}^{\text{погл}} = 18,0 \cdot 477,9 = 8602,2;$$

$$G_{\text{NaHS}}^{\text{погл}} = 1,5 \cdot 477,9 = 716,85;$$

$$G_{\text{NaCN}}^{\text{погл}} = 1,0 \cdot 477,9 = 477,9;$$

$$G_{\text{NaCNS}}^{\text{погл}} = 100,0 \cdot 477,9 = 47790;$$

$$G_{\text{NaCOOH}}^{\text{погл}} = 30,0 \cdot 477,9 = 14337;$$

$$G_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}^{\text{погл}} = 10,0 \cdot 477,9 = 4779;$$

$$G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{\text{погл}} = 4,0 \cdot 477,9 = 1911,6;$$

$$G_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6}^{\text{погл}} = 11,0 \cdot 477,9 = 5256,9.$$

Усього солей у поглинальному розчині:

$$G^{\text{погл}}_{\text{с}} = 103943,25 \text{ кг/год}$$

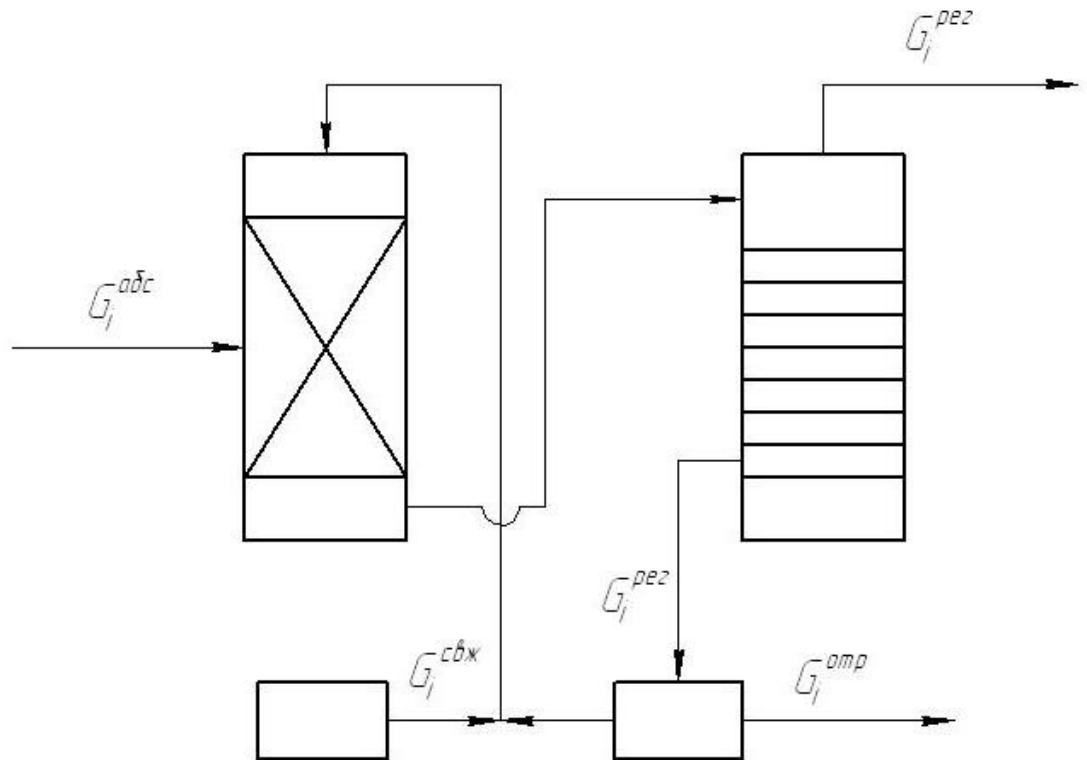


Рисунок 4 - Схема матеріальних потоків абсорбційно-десорбційної установки

Кількість води в поглинальному розчині:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{погл}} = G_{\text{р}}^{\text{погл}} - G_{\text{с}}^{\text{погл}}. \quad (5.15)$$

Масова витрата поглинального розчину:

$$G_{\text{р}}^{\text{погл}} = V_{\text{р}}^{\text{погл}} \cdot \rho_{\text{р}}^{\text{погл}}; \quad (5.16)$$

$$G_{\text{р}}^{\text{погл}} = 477,9 \cdot 1170 = 559143 \text{ кг/год.}$$

Тоді води в розчині:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{погл}} = 559143 - 103943,25 = 455199,75 \text{ кг/год}$$

Частина поглинутих газів (H_2S й HCN) і їхніх солей (NaHS й NaCN) витрачається на утворення нерегенеруємих солей по реакціях (1)–(5), тому склад розчину на виході з регенератора відрізняється від поданого в абсорбер. Тільки після виводу баластних солей, що утворилися, з відпрацьованим розчином і додавання до регенованого розчину свіжого розчину соди його склад стає таким, як це потрібно для стабільної роботи сіркоочищення.

Кількість компонентів у розчині на виході з регенератора становить, кг/год:

$$G^{\text{рег}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = G^{\text{пог}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} + G^{\text{отп}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} - G^{\text{свж}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \quad (5.17)$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 20071,8 + 37,67 - 145,849 = 19963,621;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{NaHCO}_3} = 8602,2 + 16,14 = 8618,34;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{NaHS}} = 716,85 + 1,345 = 718,195;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{NaCN}} = 477,9 + 0,897 = 478,797;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{NaCNS}} = 47790 + 89,75 = 47879,75;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{NaCOOH}} = 14337 + 26,86 = 14363,86;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3} = 4779 + 9,05 = 4788,05;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 1911,6 + 3,59 = 1915,19;$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6} = 5256,9 + 9,87 = 5266,77.$$

Загальна кількість солей у розчині на виході з регенератора:

$$G^{\text{рег}}_{\text{с}} = \sum G^{\text{рег}}_i = 103992,57 \text{ кг/год}$$

Приймаємо, що в абсорбері й регенераторі не відбувається випаровування води або конденсація водяних пар, а зміна кількості води в розчині обумовлена тільки протіканням у них хімічних реакцій (2.15), (5.1)-(5.5). Тоді кількість води в розчині на виході з регенератора становить:

$$G^{\text{рег}}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{\text{погл}}_{\text{H}_2\text{O}} + G^{(2a)}_{\text{H}_2\text{O}} + G^{(4)}_{\text{H}_2\text{O}} + G^{(5)}_{\text{H}_2\text{O}} + G^{(6)}_{\text{H}_2\text{O}} - G^{(7)}_{\text{H}_2\text{O}} \quad (5.18)$$

Кількість води, що утворюється по реакціях (5.1)-(5.3), кг/год:

$$G^{(4)}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{\text{отп}}_{\text{NaCNS}}(18/81) = 89,75 \cdot (18/81) = 19,94;$$

$$G^{(5)}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{\text{отп}}_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}(18/158) = 9,05 \cdot (18/158) = 1,03;$$

$$G^{(6)}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{\text{отп}}_{\text{Na}_2\text{SO}_4}(18/142) = 3,59 \cdot (18/142) = 0,45.$$

Кількість води, що витрачається по реакції (5.4), кг/год:

$$G^{(7)}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{\text{отп}}_{\text{NaCOOH}}(36/68); \quad (5.19)$$

$$G^{(7)}_{\text{H}_2\text{O}} = 26,86 \cdot (36/68) = 14,22.$$

Кількість води, що утвориться по реакції:

$$G^{(2a)}_{\text{H}_2\text{O}} = G^{(2a)}_{\text{NaHCO}_3}(18/(2 \cdot 84)) \quad (5.20)$$

По реакції (2.12) розкладається та кількість NaHCO_3 , яка не витратилась по реакціях (2.11) і (2.13) через зменшення в розчині кількості NaHS по реакції

(5.2) і кількості NaCN по реакціях (5.1), (5.4) і (5.5) з урахуванням втрат цих солей з відпрацьованим розчином:

$$G^{(2a)}_{\text{NaHCO}_3} = G^{(1a)}_{\text{NaHS}}(84/49) + G^{(3a)}_{\text{NaCN}} (84/49) - G^{\text{отр}}_{\text{NaHCO}_3}; \quad (5.21)$$

$$G^{(1a)}_{\text{NaHS}} = G^{(5)}_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}(2 \cdot 56/158) + G^{\text{отр}}_{\text{NaHS}}; \quad (5.22)$$

$$G^{(1a)}_{\text{NaHS}} = 9,05 (112/158) + 1,345 = 7,76 \text{ кг/год};$$

$$G^{(3a)}_{\text{NaCN}} = G^{(4)}_{\text{NaCNS}} (49/81) + G^{(7)}_{\text{NaCOOH}} (49/68) + G^{(8)}_{\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6} (4 \cdot 49/304) + G^{\text{отр}}_{\text{NaCN}}; \quad (5.23)$$

$$G^{(3a)}_{\text{NaCN}} = 89,75 (49/81) + 26,86 (49/68) + 9,87 (4 \cdot 49/304) + 0,897 = 80,9 \text{ кг/год}.$$

Тоді

$$G^{(2a)}_{\text{NaHCO}_3} = 7,76 \cdot (84/56) + 80,9 (84/49) - 16,14 = 133,84 \text{ кг/год};$$

$$G^{(2a)}_{\text{H}_2\text{O}} = 133,84 \cdot (18/(2 \cdot 84)) = 14,33 \text{ кг/год}.$$

Кількість води в розчині на виході з регенератора:

$$G^{\text{рег}}_{\text{H}_2\text{O}} = 455199,75 + 4,33 + 19,94 + 1,03 + 0,45 + 14,22 = 455221,28 \text{ кг/год}.$$

Загальна маса розчину на виході з регенератора дорівнює:

$$G^{\text{рег}}_{\text{р}} = G^{\text{рег}}_{\text{с}} + G^{\text{рег}}_{\text{H}_2\text{O}}; \quad (5.24)$$

$$G^{\text{рег}}_{\text{р}} = 455221,28 + 103992,57 = 559213,85 \text{ кг/год}.$$

Кількість води, який необхідно вводити в цикл зі свіжим розчином соди для компенсації втрат, визначаємо з рівняння балансу:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{рег}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{свж}} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пог}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{отр}} \quad (5.25)$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{свж}} = 455199,75 + 854,32 - 455221,28 = 832,79 \text{ кг/год}$$

5.2.5 Склад сухого регенераторного газу

Регенераторний газ являє собою суміш кислих газів (H_2S , HCN , CO_2), а також NH_3 , N_2 і O_2 , що виділяються з насиченого поглинального розчину в регенераторі. Кількість кожного із цих компонентів визначається з балансу в абсорбційно-десорбційній установці (рис. 4):

$$G^{\text{рег}}_{\text{i}} = G^{\text{абс}}_{\text{i}} - G^{\text{отр}}_{\text{i}} \quad (5.26)$$

Кількість газів, поглинутих в абсорбері, дорівнює, кг/год.:

$$G_{\text{абсH}_2\text{S}} = V_{\text{г}} \cdot a_{\text{H}_2\text{S}} \cdot \eta_{\text{H}_2\text{S}}; \quad (5.27)$$

$$G_{\text{абсH}_2\text{S}} = 135000 \cdot 18 \cdot 10^{-3} \cdot 0,85 = 2065,5;$$

$$G^{abc}_{HCN} = V_r \cdot a_{HCN} \cdot \eta_{HCN}; \quad (5.28)$$

$$G^{abc}_{HCN} = 135000 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 = 118,8;$$

$$G^{abc}_{CO_2} = V_r \cdot (CO_2/100) \cdot (44/22,4) \cdot \eta_{CO_2}; \quad (5.29)$$

$$G^{abc}_{CO_2} = 135000 \cdot (2,2/100) \cdot (44/22,4) \cdot 0,1 = 583,39.$$

За практичним даними кількість кисню, що надходить у розчин з коксового газу, становить 0,8-1,2%, а через нещільності апаратури, що працює під розрідженням, 0,4-0,8% від кількості абсорбованого сірководню.

Приймаємо

$$G_{abcO_2} = G_{abcH_2S} ((1,0 + 0,5)/100); \quad (5.30)$$

$$G_{abcO_2} = 2065,5 \cdot ((1,0 + 0,5)/100) = 30,98 \text{ кг/год.};$$

$$G_{abcN_2} = G_{abcH_2S} \cdot 0,005 \cdot (0,767/0,233); \quad (5.31)$$

$$G_{abcN_2} = 2065,5 \cdot 0,005 \cdot (0,767/0,233) = 33,99 \text{ кг/год.}.$$

Загальна кількість абсорбованих газів $G^{abc}_r = 2832,66 \text{ кг/год.}$

Кількість кислих газів у вигляді відповідних солей, дорівнює, кг/год:

$$G_{H_2S}^{отр} = G^{отр}_{NaHS} \cdot (34/56) + G^{отр}_{NaCNS} \cdot (34/81) + G^{отр}_{Na_2S_2O_3} \cdot (68/158) + \\ + G^{отр}_{Na_2SO_4} \cdot (34/142); \quad (5.32)$$

$$G_{H_2S}^{отр} = 1,345 \cdot (34/56) + 89,75 \cdot (34/81) + 9,05 \cdot (68/158) + 3,59 \cdot (34/142) = 43,22.$$

$$G^{отр}_{HCN} = G^{отр}_{NaCN} \cdot (27/49) + G^{отр}_{NaCNS} \cdot (27/81) + G^{отр}_{NaCOOH} \cdot (27/68) + \\ + G^{отр}_{Na_4Fe(CN)_6} \cdot (27 \cdot 6/304); \quad (5.33)$$

$$G^{отр}_{HCN} = 0,897 \cdot (27/49) + 89,75 \cdot (27/81) + 26,86 \cdot (27/68) + 9,87 \cdot (27 \cdot 6/304) = 46,3$$

$$G^{отр}_{O_2} = G^{отр}_{NaCNS} \cdot (0,5 \cdot 32/81) + G^{отр}_{Na_2S_2O_3} \cdot (2 \cdot 32/158) + \\ + G^{отр}_{Na_2SO_4} \cdot (2 \cdot 32/142) \quad (5.34)$$

$$G^{отр}_{O_2} = 89,75(16/81) + 9,05(64/158) + 3,59(64/142) = 22,97.$$

Кількість аміаку, що виділяється по реакції (5.4):

$$G^{(7)}_{NH_3} = G^{отр}_{NaCOOH} (17/68); \quad (5.35)$$

$$G^{(7)}_{NH_3} = 26,86(17/68) = 6,71 \text{ кг/год.}$$

Кількість CO_2 , що виділяється по реакції (5.3):

$$G^{(6)}_{CO_2} = G^{отр}_{Na_2SO_4} (44/142); \quad (5.36)$$

$$G^{(6)}_{CO_2} = 3,59 (44/142) = 1,11 \text{ кг/год.}$$

Кількість CO₂, що виділяється по реакції (2.10):

$$G^{(2a)}_{CO_2} = G^{(2a)}_{NaHCO_3} (44/(2 \cdot 84)); \quad (5.37)$$

$$G^{(2a)}_{CO_2} = 133,84 (44/168) = 35,05 \text{ кг/год.};$$

Тоді кількість газів на виході з регенератора складе, кг/год.:

$$G^{per}_{H_2S} = 2065,5 - 43,22 = 2022,28;$$

$$G^{per}_{HCN} = 118,8 - 46,3 = 72,5;$$

$$G^{per}_{CO_2} = 583,39 + 1,11 + 39,05 = 623,55;$$

$$G^{per}_{O_2} = 30,98 - 22,97 = 8,01;$$

$$G^{per}_{N_2} = G^{abc}_{N_2} = 33,99;$$

$$G^{per}_{NH_3} = G^{(7)}_{NH_3} = 6,71.$$

Загальна маса сухих регенераторних газів дорівнює:

$$G^{per}_{с.г.} = 2022,28 + 72,5 + 623,55 + 8,01 + 33,99 + 6,71 = 2767,04 \text{ кг/год.}$$

Результати розрахунків представлені в табл. 5.1

Таблица 5.1 - Состав сухого регенераторного газа

Компоненти	Кількість		Концентрація компонентів, % об'ємні
	кг/год.	нм ³ /год.	
H ₂ S	2022,28	1332,32	76,08
HCN	72,5	60,14	3,43
CO ₂	623,55	317,44	18,12
N ₂	33,99	27,19	1,55
O ₂	8,01	5,6	0,32
NH ₃	6,71	8,84	0,5
Усього	2767,04	1751,09	100

Результати розрахунку матеріального балансу процесу регенерації поглинального розчину наведені в табл. 5.2

Таблиця 5.2 - Матеріальний баланс регенератора

Прибуткова частина		Видаткова частина	
Компоненти	кг/год.	Компоненти	кг/год.
1. Поглинальний розчин, у т.ч.:	559143	1. Поглинальний розчин, у т.ч.:	559213,85
Na_2CO_3	20071,8	Na_2CO_3	19963,621
NaHCO_3	8602,2	NaHCO_3	8618,34
NaHS	716,85	NaHS	718,195
NaCN	477,9	NaCN	478,797
NaCNS	47790	NaCNS	47879,75
NaCOOH	14337	NaCOOH	14363,86
$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	4779	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	4788,05
Na_2SO_4	1911,6	Na_2SO_4	1915,19
$\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$	5256,9	$\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$	5266,77
Усього солей	103943,25	Усього солей	103992,57
Вода	455199,75	Вода	455221,28
2. Поглинені гази, у т.ч.:	2832,66	2. Регенераторні гази, у т.ч.:	2767,04
H_2S	2065,5	H_2S	2022,28
HCN	118,8	HCN	72,5
CO_2	583,39	CO_2	623,55
N_2	33,99	N_2	33,99
O_2	30,98	O_2	8,01
3. Розчинене залізо	2,35	NH_3	6,71
Усього	564810,67	Усього	564747,93

5.3 Тепловий розрахунок регенератора

З теплового розрахунку визначаю температури кипіння поглинального розчину вгорі й унизу регенератора, витрати десорбційної пари і кількість тепла, необхідного для випару відповідної кількості води в кубі регенератора.

5.3.1 Визначення температури кипіння поглинального розчину в регенераторі

Температура кипіння розчинів солей залежить від їх концентрації і тиску в системі. Тиск у регенераторі визначається розрідженням, що створює вакуум-насос. Пропоную для цього використати двоступінчастий відцентрований вакуум-компресор типу ЦКС-390/0,1-1,15М, здатні підтримувати на всмоктуванні надлишковий тиск 10 КПа при продуктивності 7,3 м³/с.

З урахуванням гідравлічних опорів холодильників стисненого газу після першого й другого ступенів, газопроводів і конденсаторів-холодильників регенераторних газів приймаємо тиск вверху регенератора рівним 16 кПа (120 мм рт. ст.). За практичним даними опір однієї тарілки становить 5 мм рт. ст. (666 Па). При кількості тарілок 11 шт. тиск унизу регенератора складе 24 кПа (180 мм рт. ст.).

Концентрація солей у поглинальному розчині дорівнює :

$$(103943,25/559143) \cdot 100\% = 18,58\%$$

Температурну депресію поглинальних розчинів вакуум-содової сіркоочистки визначаємо по температурі кипіння розчинів Na₂CO₃ [7]. При концентрації содового розчину 18,58% температура кипіння його при атмосферному тиску дорівнює 102,2°C. Для обраного розчину соди (18,58%) при температурі кипіння 102,2°C тиск пари над розчином становить:

$$P_p = 760 \cdot 133,3 = 101308 \text{ Па.}$$

Тиск пар над чистою водою при цій температурі $P_v = 109870 \text{ Па}$ [7]. Відношення тисків пари над розчином і чистою водою при цій температурі

$$P_p / P_v = 101308 / 109870 = 0,922.$$

При тиску вверху регенератора 16 кПа температуру кипіння розчину соди визначимо по тиску насиченої водяної пари.

$$P_v = P_p / 0,922 = 16000 / 0,922 = 17354 \text{ Па (130,2 мм рт. ст.)}$$

Цьому тиску насиченої водяної пари відповідає температура кипіння води й, отже, температура кипіння содового розчину при тиску 16 кПа 57°C. Температура кипіння води при тиску 16 кПа (120 мм рт. ст.) дорівнює 55,3°C. Таким чином, температурна депресія 18,58 % содового розчину при тиску 16 кПа дорівнює $57 - 55,3 = 1,7^\circ\text{C}$, а з урахуванням виправлення Стабнікова [7]

$$t = 1,7 + 0,9 = 2,6^\circ\text{C}.$$

При тиску внизу регенератора 24 кПа (180 мм рт. ст.) температуру кипіння розчину соди визначаємо аналогічним образом:

$$P_v = P_p / 0,922 = 24000 / 0,922 = 26030 \text{ Па (195,3 мм рт. ст.)}.$$

Цьому тиску відповідає температура кипіння води 65,9°C. Температура кипіння води при тиску 24 кПа дорівнює 64°C.

Таким чином, температурна депресія 18,58 % содового розчину при тиску 24 кПа дорівнює $65,9 - 64 = 1,9^\circ\text{C}$, а з урахуванням виправлення Стабнікова $\Delta t = 1,9 + 0,9 = 2,8^\circ\text{C}$.

Грунтуючись на результатах цих розрахунків, приймаємо температуру кипіння поглинального розчину на верхній тарілці рівної $55,3 + 2,6 = 57,9^\circ\text{C}$, а внизу регенератора $64 + 2,8 = 66,8^\circ\text{C}$.

5.3.2 Визначення витрати десорбційної пари

Для збільшення рушійної сили й швидкості десорбції кислих газів у регенераторі поглинальний розчин продувається більшою кількістю водяної пари, що знижує парціальний тиск сірководню та інших газів над розчином. Витрата водяної пари може бути визначена з рівняння матеріального балансу процесу десорбції сірководню:

$$V_p \cdot (C_1 - C_2) = V_{\pi} \cdot (a_2 - a_1) \quad (5.38)$$

При цьому концентрації сірководню в парі на вході в регенератор (a_1) і на

виході з нього (a_2) повинні бути менше рівноважних на 15–5%. Для подальших розрахунків приймаємо витрату десорбційної пари 7%:

$$G_{\Pi} = 0,07 \cdot G_p; \quad (5.39)$$

$$G_{\Pi} = 0,07 \cdot 559143 = 39140,01 \text{ кг/год.}$$

5.3.3 Тепловий баланс регенератора

Схема матеріальних і теплових потоків у регенераторі наведена на рис.

5. Температура кипіння розчину на верхній тарілці дорівнює $t_{k1}=57,9^{\circ}\text{C}$, а внизу регенератора $t_{k2}=66,8^{\circ}\text{C}$. Нагрівання розчину, що стікає по тарілках, від $57,9$ до $66,8^{\circ}\text{C}$ здійснюється за рахунок тепла конденсації частини водяної пари, що надходить із куба регенератора. Для виключення обводнювання поглинального розчину насичений розчин на вході в регенератор повинен бути перегрітий так, щоб випарувалася така ж кількість води, що сконденсувалася.

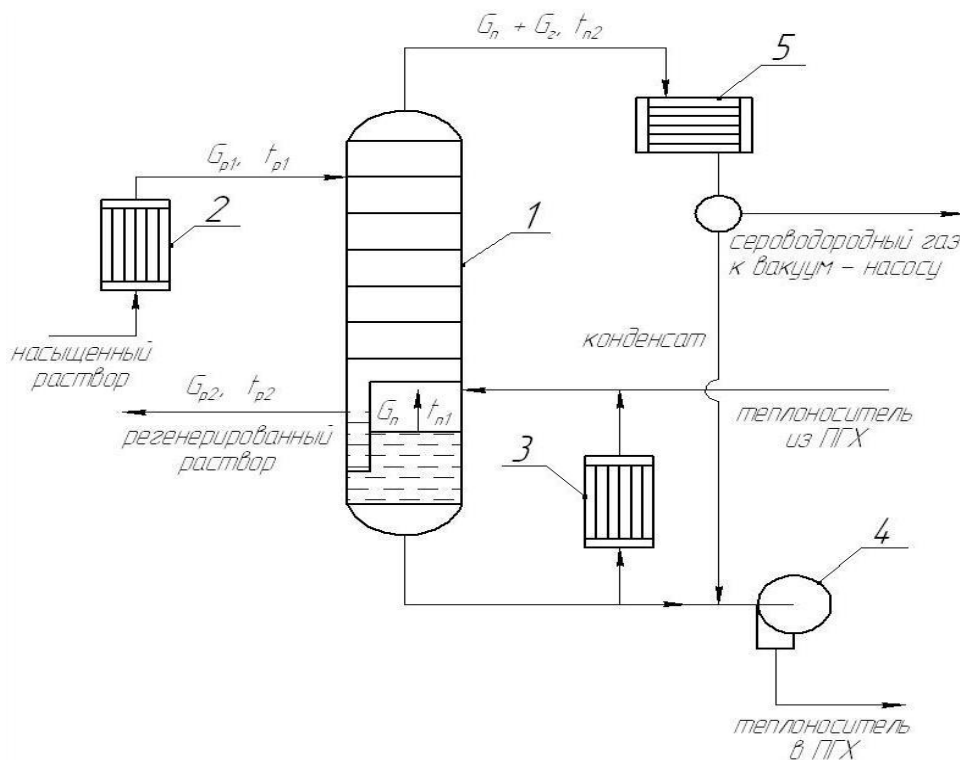


Рисунок 5- Схема матеріальних і теплових потоків у регенераторі

1- регенератор; 2 - підігрівник насиченого розчину; 3 - циркуляційний підігрівач (кип'ятильник); 4 - циркуляційний насос; 5 - конденсатор-холодильник.

Необхідна температура перегріву насиченого розчину визначається з рівняння теплового балансу регенератора:

$$G_{p1} \cdot C_p \cdot t_{p1} + G_n \cdot i_{n1} = G_{p2} \cdot C_p \cdot t_{p2} + Q_{\text{хим}} + Q_{\text{пот}} + \Sigma G_{\text{гi}} \cdot C_{\text{гi}} \cdot t_{n2} + G_n \cdot i_{n2} \quad (5.40)$$

де i_{n1} , i_{n2} – ентальпія водяні пари при температурах $t_{n1} = 64^\circ\text{C}$ й $t_{n2} = 57,9^\circ\text{C}$;

$Q_{\text{хим}}$ – теплота хімічних реакцій (2.9), (2.10) і (2.11) розкладання гідросульфиду, бікарбонату й ціаніду натрію, кДж/год;

$Q_{\text{пот}}$ – втрати теплоти із регенераторів у навколишнє середовище, кДж/год.

Питома теплоємність розчину, обумовлена за принципом адитивності;

$$C_p = 4,19 \cdot (1 - 0,1858) + 1,4 \cdot 0,1858 = 3,67 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{град)}.$$

Ентальпія водяної пари:

$$i_{n1} = 2493 + 1,855 \cdot 64 = 2611,7 \text{ кДж/кг},$$

$$i_{n2} = 2493 + 1,855 \cdot 57,9 = 2600,4 \text{ кДж/кг}.$$

Теплота хімічних реакцій розкладання гідросульфиду, бікарбонату й ціаніду натрію дорівнює:

$$Q_{\text{хим}} = (2022,28/34) \cdot 9650 + (623,55/44) \cdot 38422 - (72,5/27) \cdot 4609 = 1106095,5 \text{ кДж/год},$$

де 9650, 38422, 4609 - теплові ефекти розкладання відповідних солей, кДж/кмоль газу.

Втрати тепла в навколишнє середовище приймаємо рівними 3% від тепла, затрачуваного на утворення десорбційної пари в кубі регенератора:

$$Q_{\text{пот}} = 0,03 \cdot Q_{\text{кип}} = 0,03 \cdot G_n \cdot r_n; \quad (5.41)$$

$$Q_{\text{пот}} = 0,03 \cdot 39140,01 \cdot 2343 = 2751151,3 \text{ кДж/год},$$

де 2343 - питома теплота випару води при температурі 64°C , кДж/(кг·град).

Маса насиченого розчину:

$$G_{p1} = 559143 + 2832,66 = 561975,66 \text{ кг/год}.$$

Тоді

$$561975,7 \cdot 3,67 \cdot t_{p1} + 39140 \cdot 2611,7 = 559213,9 \cdot 3,67 \cdot 66,8 + 1106095,5 + 2751151,3 + (2022 + 72,5 \cdot 1,8 + 623,6 \cdot 0,82 + 33,99 \cdot 1,0 + 8,01 \cdot 0,9 + 6,71 \cdot 2,1) \cdot 57,9 + 39140 \cdot 2600,4,$$

звідки одержимо:

$$t_{p1} = 140667049,7 / 2062450,64 = 68,2^\circ\text{C}.$$

Таким чином, при регенерації розчину за схемою з роздільним циклом теплоносія, насичений розчин перед подачею в регенератор повинен бути нагрітий до температури, що перевищує температуру кипіння на верхній тарілці на $68,2 - 57,9 = 10,3^{\circ}\text{C}$. При регенерації розчину із використанням його у якості теплоносія, перегрів насиченого розчину на вході в регенератор не є обов'язковим, тому що надлишок води в розчині, що утвориться в результаті конденсації частини десорбційної пари в регенераторі, може бути вилучений з конденсату. Результати теплового розрахунку регенератора представлені в табл. 5.3.

Таблиця 5.3 - Тепловий баланс регенератора

Найменування потоку	Масова витрата, кг/год.	Температура потоку, $^{\circ}\text{C}$	Кількість тепла, кДж/год.
Прибуткова частина			
1. Насичений розчин	561975,66	68,2	140667049,7
2. Десорбційна пара	39140,01	64,0	102221964,1
Разом			242889013,8
Видаткова частина			
1. Регенований розчин	559213,85	66,8	137094630,5
2. Регенераторний газ сухий	2767,04	57,9	157451,63
3. Десорбційна пара	39140,01	57,9	101779682
4. Теплота хімічних реакцій	-	-	1106095,49
5. Втрати тепла в навколишнє середовище	-	-	2751151,3
Разом			242889013,8

5.3.4 Тепловий розрахунок куба регенератора

Метою теплового розрахунку куба регенератора є визначення витрати тепла і пари у циркуляційному підігрівачу (кип'ятильник або термосифон).

Циркуляція теплоносія здійснюється шляхом природної конвекції, обумовленою значною різницею щільностей рідини в кубі регенератора і парорідинної емульсії в трубах підігрівача. Кількість тепла, яке витрачається в кубі на утворення десорбційної пари, дорівнює:

$$Q_{\text{куб}} = G_{\text{п}} \cdot r_{\text{п}} \quad (5.42)$$

$$Q_{\text{куб}} = 39140,01 \cdot 2343 = 91705043,43 \text{ кДж/год.}$$

Відповідно до рівняння теплового балансу циркулюючого теплоносія така ж кількість тепла повинна бути підведена в кип'ятильник:

$$Q_{\text{кип}} = G_{\text{гр}} \cdot r_{\text{гр}} = 91705043,43 \text{ кДж/год.}$$

При використанні в кип'ятильнику насиченої водяної пари тиском 2 ат, питома теплота конденсації якого $r_{\text{гр}} = 2208 \text{ кДж/кг}$, витрата його становить:

$$G_{\text{гр}} = Q_{\text{кип}} / r_{\text{гр}}; \quad (5.43)$$

$$G_{\text{гр}} = 91705043,43 / 2208 = 41533,08 \text{ кг/год.}$$

При використанні для регенерації поглинального розчину тепла прямого коксового газу кількість теплоносія, що циркулює через верхні секції ПГХ, визначається з рівняння:

$$Q_{\text{куб}} = G_{\text{т.н}} \cdot C_{\text{т.н}} \cdot (t_2 - t_1). \quad (5.44)$$

Початкова температура теплоносія t_1 визначається температурою його кипіння в кубі регенератора. Для водного конденсату $t_1 = 64^\circ\text{C}$. Температура теплоносія на виході із ПГХ нижче температури прямого коксового газу на вході в ПГХ на $5\text{--}10^\circ\text{C}$. Приймаємо $t_2 = 4^\circ\text{C}$. Тоді витрата теплоносія складе:

$$G_{\text{т.н}} = 91705043,43 / (4,19 \cdot (74 - 64)) = 2188664,52 \text{ кг/год.}$$

Об'ємна витрата теплоносія:

$$V_{\text{т.н}} = G_{\text{т.н}} / \rho_{\text{т.н}}; \quad (5.45)$$

$$V_{\text{т.н}} = 2188664,52 / 1000 = 2188,66 \text{ м}^3/\text{год.}$$

5.4 Розрахунок розмірів регенератора

5.4.1 Визначення діаметра апарата

Діаметр апарата визначається з рівняння витрати десорбційної пари:

$$d = \sqrt{\frac{V_{\pi}}{3600 \cdot 0,785 \cdot w_{\pi}}} \quad (5.46)$$

Об'ємна витрата парогазової суміші вверху регенератора:

$$V_{\pi} = (G_{H_2S}/34 + G_{HCN}/27 + G_{CO_2}/44 + G_{N_2}/28 + G_{O_2}/32 + G_{NH_3}/17 + G_{H_2O}/18) \cdot (22,4 \cdot T \cdot P_o) / (T_o \cdot P) \quad (5.47)$$

Обсяги сухих газів, особливо, HCN, N₂, CO₂ та NH₃ мізерно малі в порівнянні з обсягом десорбційної пари і не враховуються. Температура пари вверху регенератора T=273+58=331 К, а тиск P=16000 Па. Тоді обсяг парогазової суміші дорівнює:

$$V_{\pi} = (2022,28/34 + 72,5/27 + 623,55/44 + 33,99/28 + 8,01/32 + 6,71/17 + 39140,01/18) \cdot (22,4 \cdot 331 \cdot 101396) / (273 \cdot 16000) = 387636,8 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Таким чином обсяг парогазової суміші ділимо на два і встановлюємо два регенератора.

$$V_{\pi} = 387636,8 / 2 = 193818,4 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Швидкість газу вибирається з таким розрахунком, щоб забезпечувалася оптимальна робота тарілок при коливаннях навантаження. Робота тарілчастих апаратів при підвищених швидкостях газу краща, так як при цьому інтенсифікується процес масопередачі й зменшується діаметр апарата.

Швидкість газу залежить від властивостей газу і рідини, а також від типу тарілок і відстані між ними. Її значення визначається по емпіричних формулах. Е. Кіршбаум [5] рекомендує наступну залежність швидкості газу від названих параметрів:

$$w = \frac{0,0158}{d_k^{0,667}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}}} h, \quad (5.48)$$

де d_k – діаметр ковпачків, м ;

h - відстань між тарілками, м.

Діаметр ковпачків приймаємо 150 мм ($d = 0,15$ м). Щільність парогазової суміші при робочих умовах вверху регенератора:

$$\rho_{\text{пгс}} = (39140,01 + 2767,04) / 193818,4 = 0,216 \text{ кг/м}^3.$$

Приймаємо відстань між тарілками $h = 1$ м. Дійсна швидкість газу в регенераторі:

$$w = \frac{0,0158}{0,15^{0,667}} \sqrt{\frac{1170}{0,216} \cdot 1,0} = 4,1 \text{ м/с}$$

За практичним даними швидкість газу в стандартних регенераторах становить 2,6-3,2 м/с. Тоді робоча площа тарілки дорівнює:

$$S_{\text{раб}} = V_{\text{п.г.}} / (3600 \cdot w); \quad (5.49)$$

$$S_{\text{раб}} = 193818,4 / (3600 \cdot 3,2) = 16,8 \text{ м}^2.$$

Загальна площа тарілки (площа поперечного перерізу регенератора):

$$S_{\text{общ}} = S_{\text{раб}} + 2S_{\text{пер}}, \quad (5.50)$$

де $S_{\text{пер}}$ – площа перетину переливного сегмента.

Приймаємо швидкість розчину в переливному сегменті $w_{\text{пер}} = 0,05$ м/с.

Тоді

$$S_{\text{пер}} = V_p / (3600 \cdot w_{\text{пер}}); \quad (5.51)$$

$$S_{\text{пер}} = 477 / (3600 \cdot 0,05) = 2,65 \text{ м}^2, S_{\text{общ}} = 16,8 + 2 \cdot 2,65 = 22,1 \text{ м}^2.$$

Діаметр регенератора:

$$d = (22,1 / 0,785)^{0,5} = 5,3 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр регенератора $d = 5$ м. При цьому загальна площа тарілки дорівнює $S_{\text{общ}} = 0,785 \cdot 5^2 = 19,6 \text{ м}^2$, а робоча площа тарілки:

$$S_{\text{раб}} = S_{\text{общ}} - 2S_{\text{пер}}; \quad (5.52)$$

$$S_{\text{раб}} = 19,6 - 2 \cdot 2,65 = 14,3 \text{ м}^2.$$

Наведена швидкість газу на тарілці:

$$w = V_r / (3600 \cdot S_{\text{раб}}); \quad (5.53)$$

$$w = 193818,4 / (3600 \cdot 14,3) = 3,76 \text{ м/с}.$$

Згідно даних Гіпрококсу приймаємо для такої витрати газу (135000 $\text{м}^3/\text{год}$) стандартний регенератор з колпачковими трикаскадними тарілками кількістю 11 шт. Відстань між тарілками за висотою становить 1 м, збірник

регенерованого розчину – 3 м, висота під відбійник 2 м. Тоді висота регенератора буде становити 27 м.

6 РОЗРАХУНОК ПЕЧІ - КОТЛА

6.1 Матеріальний розрахунок печі-котла

Вихідні дані для розрахунку:

Кількість сірководневого газу, $\text{нм}^3/\text{год}$ – 1332.

Склад сухого сірководневого газу, % об:

H_2S – 76; CO_2 - 18,12; HCN - 3,43; інші гази - 2,45.

Кількість водяної пари в сірководневому газі, %об. - 3,9.

У печі-котлі згорають: 94,5% H_2S - до SO_2 , 2% H_2S - до елементарної сірки, HCN - до N_2 , CO_2 та H_2O . Спалювання газу відбувається при стехіометричній витраті повітря ($\alpha=1$). Температура повітря, що подається в піч-котел 30°C . Відносна вологість повітря - 60%. Температура живильної води, що подається в змішувач котла – 98°C . Параметри пари, що отримується: тиск 9 атм., температура - $174,5^\circ\text{C}$. Температура сірководневого газу - 35°C . Температура газів після печі-котла - 760°C . Коефіцієнт надлишку повітря в камері допалу 1,5. Температура повітря після камери змішування - 450°C .

Склад вологого газу приведений в табл. 6.1.

Таблиця 6.1 - Склад вологого газу, що поступає на спалювання в піч-котел

Компонент	$\text{Нм}^3/\text{год}$	$\text{Кг}/\text{год}$	% об'ємні	% масові
H_2S	1012	1536	73,01	71,47
CO_2	241,45	474	17,42	22,05
HCN	45,68	55	3,29	2,55
інертні гази	32,6	40,74	2,35	1,89
водяні пари	54	43,3	3,89	2,01
Разом	1386	2149,04	100,00	100,00

Результати розрахунку матеріального балансу печі-котла наведено в таблиці 6.2.

Таблиця 6.2 - Зведений матеріальний баланс печі-котла

Прихід					Витрата				
Стаття	Кг/год	Нм ³ /год	% мас.	% об.	Стаття	Кг/год	Нм ³ /год	% мас.	% об.
Сірководневий газ					Продукти горіння				
H ₂ S	1536	1012	71,47	73,01	H ₂ S	53,76	35,41	0,47	0,43
CO ₂	474	241,45	22,05	17,42	CO ₂	563,62	286,93	4,9	3,48
HCN	55	45,68	2,55	3,29	SO ₂	2732,27	956,29	23,75	11,6
Інертні гази	40,74	32,6	1,89	2,35	H ₂ O	992,41	1234,99	8,63	15
H ₂ O	43,3	54	2,01	3,89	N ₂	7090,22	5672,17	61,64	68,85
Усього	2149,04	1386	100	100	S	28,91	20,24	0,25	0,24
Повітря					Інші гази	40,74	32,6	0,35	0,4
O ₂	2145,31	1501,72							
N ₂	7061,71	5649,37							
H ₂ O	148,07	184,27							
Всього	9354,09								
Разом	11501,93				Разом	11501,93	8238,63	100	100

6.2 Тепловий розрахунок печі-котла

Розрахунок теплового балансу печі-котла наведено в таблиці 6.3

Таблиця 6.3 - Тепловий баланс печі-котла

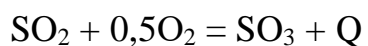
Прихід		Витрати	
Стаття	кДж/год	Стаття	кДж/год
Тепло, що вноситься сірководневим газом	74417	Тепло, що відноситься сірководневим газом	9515792,8
Тепло, що вноситься повітрям	224077,56	Витрати тепла	1374285,33
Тепло горіння сірководню	23426929,57	Тепло, що відноситься парою	16595733,54
Тепло горіння ціаністого водню	1308820,16		
Тепло, що вноситься гарячою водою	2451582,072		
Усього	27485811,6	Усього	27485811,6

7 РОЗРАХУНОК КОНТАКТНОГО АПАРАТУ

7.1 Матеріальний розрахунок контактного апарату

7.7.1 Розрахунок рівноваги

Перед розрахунком матеріального балансу розраховуємо фактичний ступінь перетворення SO_2 в SO_3 . Реакція окислення сірчистого ангідриду в сірчаний протікає за рівнянням:



Позначимо вихідні кількості молей SO_2 рівний a , O_2 – b , N_2 – c , CO_2 – d , H_2O – e . X_A^* – рівноважний ступінь перетворення SO_2 в SO_3 . Вираження константи рівноваги через X_A^* наведено в табл. 7.1.

Таблиця 7.1 – Вираження константи рівноваги через X_A^*

Компонент суміші	SO ₂	O ₂	SO ₃	N ₂	CO ₂	H ₂ O
Вихідна кількість молей	a	b	-	c	d	e
Прореагована кількість молей	$a \cdot X_A^*$	$0,5a \cdot X_A^*$	$a \cdot X_A^*$	c	d	e
Рівноважна кількість молей	$a \cdot a \cdot X_A^*$	$b - 0,5a \cdot X_A^*$	$a \cdot X_A^*$	c	d	e

Загальна рівноважна кількість молей:

$$N_{\text{заг}}^* = a - a \cdot X_A^* + b - 0,5a \cdot X_A^* + c + d + e + a \cdot X_A^* = 1 - a \cdot X_A^* (1 + 0,5 - 1) = 1 - 0,5a \cdot X_A^*$$

Результати розрахунків значення рівноважних ступенів перетворення та оптимальних температур наведемо у табл. 7.2.

Таблиця 7.2 – Результати розрахунків рівноваги

$t^0, ^\circ\text{C}$	K_p	X_A^*	$t_{\text{опт}}^0, ^\circ\text{C}$
1	2	3	4
390	565,835	0,9938	363,46
400	439,300	0,9919	373,42
410	343,600	0,9896	382,75
420	270,659	0,9867	392,22
430	214,655	0,9836	401,04
440	171,350	0,9789	411,55
450	137,636	0,9739	420,04
460	111,219	0,9681	429,72
470	90,389	0,9612	438,76
480	73,866	0,9528	448,15
490	60,684	0,9431	457,41
500	50,108	0,9320	466,60
510	41,578	0,9193	475,79
520	34,663	0,9049	484,96
530	29,030	0,8889	494,03
540	24,418	0,8709	503,17
550	20,625	0,8513	512,18
560	17,493	0,8296	521,40
570	14,894	0,8064	530,45
580	12,729	0,7815	539,86
590	10,918	0,7550	550,40
600	9,398	0,7273	557,60

610	8,118	0,6980	566,75
Продовження табл. 7.2			
1	2	3	4
620	7,034	0,6681	575,78
630	6,115	0,6375	584,78
640	5,332	0,6065	593,80
650	4,663	0,5752	602,85

Для проведення процесу окислення SO_2 в SO_3 обираємо контактний апарат трубчастого типу, що працює в режимі ідеального витиснення. Апарат має дві дільниці, в яких проходить даний процес. На першій дільниці процес проводять в адіабатних умовах, тобто розогрів реакційної суміші здійснюють за рахунок теплоти самої хімічної реакції з метою економії тепла. На цій стадії робочою лінією процесу є адіабата. На другій же ділянці процес здійснюють за лінією оптимальних температур, починаючи з високої температури, поступово знижуючи її для забезпечення високого ступеня перетворення. Теплота відбирається солевим розчином, який інтенсивне переміщується.

Дані таблиці 7.2 обробляємо в електронному пакеті MathCad та отримаємо точку із значеннями: $X_A = 0,68$ і $t = 572,0$.

Кількість та склад газу до контактного апарату наведено у табл.7.3.

Таблиця 7.3 – Кількість та склад газу до контактного апарату

Стаття	G, кг/год	% мас.	V, $\text{м}^3/\text{год}$	% об.
SO_2	2891,28	12,85	1011,29	5,93
O_2	2180,82	9,69	1743,21	10,2
N_2	15632,54	69,45	12506	73,25
CO_2	563,62	2,5	286,93	1,68
H_2O	1199,97	5,33	1493,3	8,75
Усього	22509,1	100,0	17094,98	100,0

Приймаємо загальний ступень перетворення $X_a = 0,97$.

Результати матеріального розрахунку процесу окислення SO_2 в SO_3 заносимо до таблиці 7.4.

Таблиця 7.4 – Таблиця матеріального балансу процесу окислення SO_2 в SO_3

Прибуток					Витрата				
Стаття	G, кг/год	% мас.	V, нм ³ /год	% об.	Стаття	G, кг/год	% мас.	V, нм ³ /год	% об.
Газ на вході до контактного апарату у складі:					Газ на виході з контактного апарату у складі:				
SO ₂	2891,28	12,85	1011,29	5,93	SO ₂	86,74	0,39	30,36	0,19
O ₂	2180,82	9,69	1743,21	10,2	O ₂	1479,69	6,56	1035,78	6,34
N ₂	15632,54	69,45	12506	73,25	N ₂	15632,54	69,58	12506	76,56
CO ₂	563,62	2,5	286,93	1,68	CO ₂	563,62	2,5	286,93	1,76
H ₂ O	1199,97	5,33	1493,3	8,75	H ₂ O	1199,97	5,34	1493,3	9,14
					SO ₃	3505,67	15,6	981,58	6,0
Усього	22509	100	17094	100	Усього	22468,23	100	16333,95	100

7.2 Тепловий розрахунок контактного апарату

Тепловий розрахунок проводимо за даними розрахунків матеріального балансу окислення SO_2 в SO_3 .

Результати теплових розрахунків заносимо до таблиці 7.5.

Таблиця 7.5 – Тепловий баланс процесу окислення SO_2 в SO_3

Прибуток			Витрата		
Назва статті	Q, кДж/год	%	Назва статті	Q, кДж/год	%
Теплота приходящих газів	9929383,8	70,61	Теплота уходящих газів	10218919,9	72,67
Теплота хімічної реакції	4132273,21	29,39	Теплота, що відбирається теплоносієм	3842737,11	27,33

Усього :	14061657,01	100,00	Усього :	14061657,01	100,00
----------	-------------	--------	----------	-------------	--------

8 УДОСКОНАЛЕННЯ РОБОТИ ПЕЧІ–КОТЛА

Сірчаноокислотне відділення є структурним підрозділом цеху вакуумно-карбонатної сіркоочистки, призначеним для переробки сірководню в сірчану кислоту. Вихід і якість останньою залежить в значній мірі від режиму спалювання газу, що здійснюється в спеціальних печах. Особливі вимога до режиму їх роботи диктуються двома обставинами:

- по-перше, продукти окислення сірководневого газу перед надходженням в контактний апарат повинні мати заданий склад (6-7% SO_2 , 10-11% O_2) і температуру (440-450 $^{\circ}\text{C}$);
- по-друге, вміст оксидів азоту в продуктах повинен бути як можливе низьким.

Цим вимогам задовольняє режим спалювання сірководневого газу, запропонований А.П. Сергєєвим [1,2], відповідно до якого процес здійснюється при коефіцієнті витрати повітря 0,98-0,99 від теоретично необхідного в печах, обладнаних водяними змішувачами для зниження температури газів на виході з печі до 780-800 $^{\circ}\text{C}$. Після згорання залишків сірки в камері допалу і розбавлення продуктів горіння повітрям в змішувачі перед контактним апаратом отримують суміш газів необхідних параметрів. При такому режимі підвищення температури газів в камері допалу складає 15-20 $^{\circ}\text{C}$, а його відхилення у велику або меншу сторону служить сигналом для автоматичного збільшення або зменшення витрати повітря в печі.

Запропоновані А.П. Сергєєвим режим спалювання сірководневого газу і система автоматичного регулювання процесу освоєна на багатьох коксохімічних заводах, що мають цехи вакуум-карбонатної сіркоочистки. Як показує практика [3] і проведений нами аналіз, така система регулювання працює стійко при витраті повітря в камері допалу близько $\pm 3\%$ від теоретично необхідного для спалювання сірководневого газу в печі. При значних

позитивних відхиленнях витрати повітря в камері допалу від того, що рекомендується, витрата повітря в печі відповідно зменшується. При цьому в камеру допалу поступає велика кількість сірки і залишків сірководню, горіння яких продовжується в змішувачі і газоходах, внаслідок чого порушується режим роботи контактного апарату.

В процесі експлуатації печей-котлів на коксохімічних заводах виявилось, що порушення нормального режиму роботи відбувається також при змінах їх навантаження. Так при зменшенні витрати сірководневого газу на 20-25% температура продуктів окиснення на виході з печі знижується до 660-680⁰С проти 780-800⁰С при нормальному навантаженні. Для розбавлення цих газів з метою зниження температури перед контактним апаратом до 440-450⁰С потрібна менша витрата повітря в системі, внаслідок чого зменшується концентрація кисню в газах, ступінь окиснення SO₂ в SO₃, вихід сірчаної кислоти і збільшуються викиди SO₂ в атмосферу.

Такі заходи зниження навантаження печі-котла обумовлені тим, що щільність потоку тепла від продуктів горіння до поверхні водяних змійовиків пропорційна витраті газів в ступені $n < 1$:

$$q = k \Delta t_{cp} = A V_{пг}^n,$$

де k – коефіцієнт теплопередачі, Вт/м² град;

Δt_{cp} – середня різниця температур газів і води, ⁰С;

$V_{пг}$ – витрати продуктів горіння, м³/с;

A – коефіцієнт пропорційності.

Кількість тепла, переданого від газів до води, що охолоджує, можна представити у вигляді співвідношення:

$$Q = V_{пг} C_{пг} (t_n - t_k) = A V_{пг}^n F,$$

де $C_{пг}$ – об'ємна теплоємність продуктів горіння, дж/м³ град;

t_n, t_k – початкова і кінцева температура газів в печі, ⁰С;

F – поверхня водяних змійовиків, м².

Звідси температура газів на виході з печі

$$t_k = t_n - AF / C_{\text{пг}} V_{\text{пг}}^{1-n}$$

Оскільки при заданому коефіцієнті витрати повітря початкова температура газів практично не залежить від їх витрати, то при $F = \text{const}$ кінцева температура газів однозначно визначається витратою сірководневого газу. При проектуванні і будівництві печі-котла поверхня змійовиків підбирається такою, щоб при максимальній (проектній) продуктивності температура газів на виході з печі складала 780-800°C.

При значному зменшенні навантаження печі-котла на тривалий період для відновлення нормального режиму спалювання сірководневого газу на підприємствах вимушені зупиняти піч-котел і зменшувати поверхню змійовиків в ній. Також рекомендовано вводити в дію резервну піч з меншою поверхнею змійовиків, що пов'язане із збільшенням експлуатаційних витрат і втрат продукції.

Ця проблема особливо загострилася останніми роками із-за частих змін сировинної бази і періоду коксування. При збільшенні частки імпортного малосірчистого вугілля в шихті вміст сірководню в коксовому газі знижується до 10-8 г/м³ і менш проти 16-18 г/м³ при коксуванні високосірчистого донецького вугілля, внаслідок чого кількість сірководневого газу зменшується на 40-50%. Подібна ситуація складається також при збільшенні періоду коксування до 24-30 годин із-за зриву постачань вугілля або відсутності збуту коксу.

В умовах, що склалися, виникає необхідність розробки схеми печі-котла, що дозволяє автоматично підтримувати оптимальний режим спалювання сірководневого газу при коливаннях його витрати. Підтримка температури продуктів горіння перед камерою допалу на необхідному рівні (780-800°C) при зменшенні витрати сірководневого газу в порівнянні з проектним може бути забезпечено двома способами:

1. відведенням частини продуктів окислення із зони горіння над змійовиками по байпасному газоходу в основний газохід між піччю і камерою допалу (рис.1);

2. здійсненням процесу спалювання сірководневого газу в дві кроки: часткового спалювання (до 80-90%) в просторі над змійовиками і додаткового спалювання (до 98-99%) в просторі під змійовиками (рис.2).

Перевагою першого способу є те, що існуюча система контролю і регулювання режиму горіння не вимагає яких-небудь змін і доповнень. Недоліком цієї схеми є необхідність установки шиберів в основному і байпасному газоходах для регулювання частки газу, який проходить через теплообмінну зону печі і по байпасу. Виготовлення і експлуатація таких шиберів в умовах високих температур становлять певні труднощі.

По другій схемі загальна витрата повітря в печі також відповідає запропонованому А.П. Сергєєвим режиму спалювання сірководневого газу (0,98-0,99 від теоретично необхідного) і підтримується автоматично по зміні температури газів в камері допалу. Виконавчий механізм спеціального регулятора відкриває засувку вторинного повітря для відведення частини загального повітря в зону горіння під змійовиками.

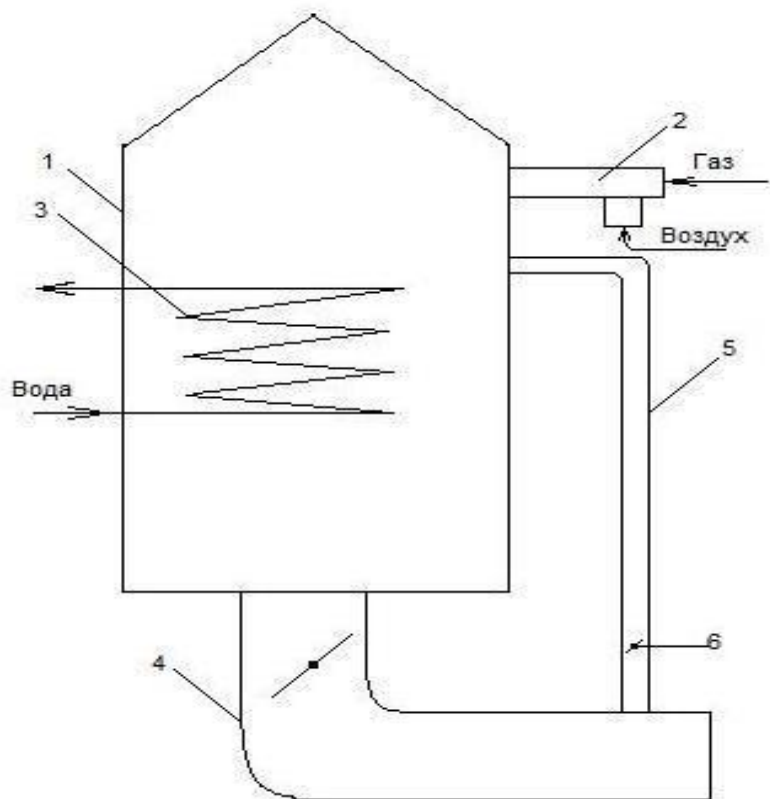


Рисунок 6 - Схема печі-котла з байпасним газоходом

1. піч; 2. пальник; 3. водяні змійовики; 4. основний газохід;
5. байпасний газохід; 6. шибери.

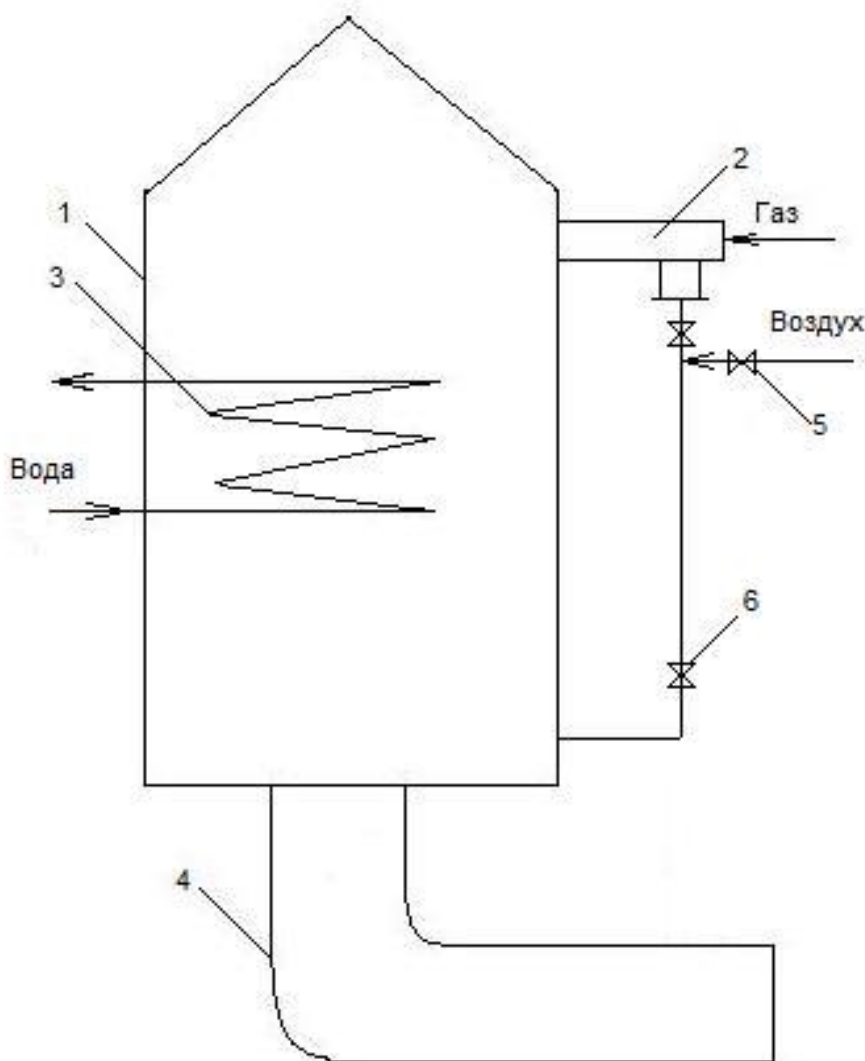


Рисунок 7 - Схема печі-котла з двоступінчастим спалюванням сірководневого газу

1. піч; 2. пальник; 3. водяні змійовики; 4. газохід; 5. засувки первинного повітря; 6. засувки вторинного повітря.

Завдяки зменшенню витрати повітря в пальнику (первинного повітря) знижується температура горіння і зменшується кількість тепла, переданого від газів до води, що охолоджує, в змійовиках. Після змішення газів з вторинним повітрям і догорання сірки і залишків сірководню їх температура

піднімається до заданого значення. Реалізація другого способу може вимагати деяких змін форми і розмірів печі-котла і розробки конструкції розподільчого пристрою для вторинного повітря, що забезпечує можливе повне перемішування його з продуктами горіння, що поступають з теплообмінної зони, і завершення реакцій окислення. При певній компоновці устаткування додаткове спалювання газів після змійовиків може бути реалізоване в існуючому газоході між піччю-котлом і камерою допалу.

Для підтвердження ефективності другого способу регулювання температури газів після печі-котла нами були проведені розрахунки основних параметрів процесу спалювання сірководневого газу при трьох режимах:

а) при проектній продуктивності печі і подачі всього повітря ($\alpha=0.99$) в пальник;

б) при продуктивності печі 50% від проектної і подачі всього повітря ($\alpha=0.99$) в пальник;

в) при продуктивності печі 50% від проектної і подачі 85% повітря в пальник (первинне повітря) і 15% в простір під змійовиками (вторинне повітря).

Коефіцієнти тепловіддачі до води в змійовиках визначали по критеріальному рівнянню $Nu=0.021Re^{0.8}Pr^{0.43}$, а коефіцієнти тепловіддачі від газів по формулах з методики розрахунку трубчатих печей [4]:

$$\alpha_k=2.095\sqrt[4]{(t_r-t_n)},$$

$$\alpha_{\text{л}}=3.236[(T_r/100)^4-(T_n/100)^4]/(t_r-t_n),$$

де α_k , $\alpha_{\text{л}}$ – коефіцієнти тепловіддачі конвекцією та випромінюванням, Вт/м² град;

t_r , T_r – температура газів за шкалою Цельсія та Кельвіна відповідно;

t_n , T_n – температура поверхні змійовиків з боку газів за шкалою Цельсія та Кельвіна відповідно.

Коефіцієнт теплопередачі визначали для верху і низу печі і знаходили його середньолагаріфмічне значення.

Для розрахунків був прийнятий наступний склад сірководневого газу, % об'ємний:

H_2S – 80,67; HCN – 2,85; CO_2 – 11,40; H_2O – 5,08.

Проектна витрата сірководневого газу 1186 $\text{нм}^3/\text{год}$.

Результати розрахунків наведені в таблиці 8.1

Таблиця 8.1 - Розрахункові параметри печі-котла

Параметри	Режим роботи		
	1	2	3
Поверхня змійовиків, м^2	38	38	38
Витрата сірководневого газу, $\text{нм}^3/\text{год}$.	1186	593	593
Витрата повітря, $\text{нм}^3/\text{год}$.:			
загального	7198	3599	3599
первинного	7198	3599	3059
вторинного	–	--	540
Витрата води в змійовиках, $\text{м}^3/\text{год}$.	100	60	51
Температура води, $^{\circ}\text{C}$:			
на вході	151	151	151
на виході	183	183	183
Температура газів, $^{\circ}\text{C}$			
після змійовиків	780	540	500
після зсуву з вторинним повітрям	--	--	720
Коефіцієнт теплопередачі (сер. знач.), $\text{Вт}/(\text{м}^2\text{град})$	115	90	82
Кількість тепла, переданого від газів до води тис. $\text{кДж}/\text{год}$.	13415	8367	7010

Як видно з цих даних, при зменшенні навантаження печі-котла на 50% (режим 2) температура газів після теплообмінної зони знижується до 540°C проти 780°C при проектному навантаженні (режим 1). Це пояснюється тим, що

кількість тепла, переданого від газів до води, що охолоджує, залежне від значень коефіцієнта теплопередачі і середньої різниці температур, і змінюється у меншій мірі, чим витрата газів в печі. Так при зменшенні навантаження печі в 2 рази кількість переданого тепла зменшується в $13415/8367=20.68=1.6$

Режим 3 відрізняється від режиму 2 тим, що в пальник подається лише 85% загальної витрати повітря, необхідного для спалювання сірководневого газу при коефіцієнті витрати повітря $\alpha=0.99$, а 15% його відводиться в потік газів, що виходять з теплообмінної зони. Внаслідок зменшення кількості тепла, що виділилося в зоні горіння, температура газів після змійовиків знижується до 500°C , проте після змішення газів з вторинним повітрям вона піднімається до 720°C за рахунок теплового ефекту реакцій окиснення сірки і залишків сірководню. Вища температура продуктів окиснення може бути досягнута при збільшенні частки вторинного повітря до 16-20%.

Для збільшення швидкості реакцій окиснення при знижених температурах може бути використана насадка з матеріалів, що надають каталітичну дію на процес.

ВИСНОВКИ ЗА РОЗДІЛОМ 8.

а) Зменшення витрати сірководневого газу в печі-котлі при заданому коефіцієнті витрати повітря і незмінної поверхні теплообмінних змійовиків супроводжується зниженням температури продуктів окиснення і порушенням режиму роботи контактного апарату.

б) Підтримка заданої температури продуктів окиснення при зниженні навантаження печі може бути забезпечено двома способами:

- шляхом відведення частини продуктів окиснення з високотемпературної зони горіння по байпасному газоходу в основний газохід між піччю-котлом і камерою допалу;

- шляхом двоступінчастого спалювання сірководневого газу, тобто часткового окиснення (80-90%) у високотемпературній зоні над змійовиками і остаточного окиснення (до 99%) після теплообмінної зони.

в) Для регулювання частки газів, що проходять через теплообмінну зону, і кількості тепла, що відводиться, потрібна установка шибєрів в основному і байпасному газоходах, експлуатація яких в умовах високих температур представляє значні труднощі.

г) Застосування двоступінчастого спалювання сірководневого газу дозволяє автоматично підтримувати необхідну температуру продуктів окиснення при зниженні навантаження печі-котла на 30-40% від проектної без зміни поверхні водяних змійовиків.

9 ОХОРОНА ПРАЦІ

9.1 Характеристика виробництва

Переробка сірководневого газу в сірчану кислоту здійснюється методом мокрого каталізу. Виробничий процес складається з наступних стадій:

- спалювання сірководневого газу і отримання газової суміші для конверсії;
- конверсія сірчистого газу в сірчаний ангідрид в контактних апаратах;
- конденсація і охолодження сірчаної кислоти в баштах абсорбції;
- очищення хвостових газів від туману сірчаної кислоти в електрофільтрах;
- охолодження циркуляційної сірчаної кислоти в пластинчастих холодильниках.

Робота в сірчанокиислому цеху зв'язана з багатьма небезпечними і шкідливими виробничими умовами і речовинами.

Сірчистий ангідрид викликає роздратування шкіри, слизистих оболонок носа, очей і верхніх дихальних шляхів. При змісті в повітрі 0,06 мг/л

SO₂ можливі гострі отруєння, що супроводжуються набряком легенів і розширенням серця. Ознаками отруєння є запаморочення, роздратування слизових оболонок (щипання в носі, чхання, позиви до кашлю). При сильних отруєннях спостерігаються загальна слабкість, задишка, сильний кашель з виділенням в'язкої кров'яної мокроти і навіть непритомніє. Гранично допустима концентрація сірчистого ангідриду в повітрі робочої зони виробничих приміщень не повинна перевищувати 10 мг/м³.

Сірчаний ангідрид у вільному стані не міститься в повітрі. З'єднуючись з парами води, він утворює туман, що складається з дрібних крапельок сірчаної кислоти. Наявність в повітрі сірчаної кислоти ускладнює дихання, проте невеликі його дози не викликають роздратування слизової оболонки дихальних шляхів. Гранично допустима концентрація сірчаного ангідриду і сірчаної кислоти в повітрі робочої зони виробничих приміщень не перевищує 1 мг/м³.

Окисли азоту надають дратівливу дію на легені і викликають набряк. Отруєння починається з легкого роздратування дихальних шляхів (кашель), яке після видалення оксидів через деякий час проходить. У важчих випадках відчувається підвищене роздратування дихальних шляхів, сильний кашель, іноді головний біль, блювота; в деяких випадках потерпілий не може зробити глибокі вдихи. Пізніше може розвинутихся запалення легенів з високою температурою. Небезпечною дозою при короткочасній дії оксидів, вважається 150-200 мг/м³ (у перерахунку на N₂O₅); гранично допустима концентрація оксидів азоту 5 мг/м³.

Сірчана кислота. Концентрованна сірчана кислота при попаданні на шкіру викликає сильні, довго не заживаючі опіки. Опіки на великій ділянці поверхні шкіри дуже небезпечні, а іноді і смертельні.

Сірководень – сильнодіюча отрута. При великих концентраціях (вище 1 мг/м³ H₂S) отруєння відбувається миттєво, воно виявляється в судомі і притім, що непритомніє; смерть настає унаслідок паралічу дихального центру. У малих концентраціях сірководень діє дратівливо, гранично допустима

концентрація H_2S в повітрі робочої зони виробничих приміщень складає 10 мг/м³.

Нормування шумів для основних виробничих зон сірчаноокислотного цеху приведено в таблиці 9.1

Таблиця 9.1 – Нормування шуму робочих місць сірчаноокислого цеху

Робітниче місце і робоча зона	Рівень звуку і еквівалентні рівні звуку, дБ
Приміщення управління, робітничі кімнати	60
Кабіни дистанційного управління Механізації і обладнання:	
- без зв'язку по телефону;	80
- з зв'язком	65
Постійні робітничі місця і зони у виробничих приміщеннях і на території дільниці	85

9.2 Розробка заходів щодо усунення шкідливих і небезпечних факторів

Спецодяг повинен відповідати встановленим нормам; приступаючи до роботи, треба мати при собі захисні пристрої (протигаз, окуляри, рукавички). Забороняється робота за відсутності огорож біля рухомих частин устаткування, обслуговуючих майданчиків, поручнів на сходах і майданчиках.

У пічному відділенні контактного цеху, окрім отруєнь сірчистим газом, можливі опіки і травми при необережному обслуговуванні механізмів. В процесі обслуговування печей забороняється ставати на борт печі, що не має огорожі, а також на шляху руху гребків сушильного обладнання. Якщо

потрібні які-небудь дії на сушильному обладнанні, механічну піч необхідно зупинити. Під час зміни гребків потрібно надягати окуляри і рукавиці.

Спостереження за горінням сировини слід вести в спеціальних окулярах, оскільки полум'я, що випадково вирвалося з печі, може викликати опік очей.

Фланці кислотопроводів у місцях проходів людей повинні бути забезпечені запобіжними кожухами.

Забороняється ремонт устаткування на ходу, а також ремонт апаратів, що знаходяться під тиском кислоти, повітря або газу. Перед ремонтом апаратура і трубопроводи обов'язково повинні бути промиті, просушені, а залишки кислоти нейтралізовані вапном.

При відборі проб і переливанні кислоти необхідно надягати захисні окуляри і гумові рукавички. При змішуванні кислоти з водою слід вливати кислоту у воду (а не навпаки!). Пролиту кислоту треба негайно змити, місця, облиті кислотою необхідно виконувати в захисних окулярах і гумових рукавичках.

При виділенні шкідливих газів в приміщення треба негайно надіти протигаз.

Користуватися переносними електричними лампочками з напругою більш 12 в забороняється, переносні лампочки і шнури до них повинні бути ізольовані і сухі. Виключення і включення електродвигунів проводиться тільки в гумових рукавичках.

Всі працівники сіркокислотного цеху повинні бути навчені наданню першої медичної самодопомоги і взаємодопомоги.

99.3 Розрахунок кондиціонера в апаратній мокрому каталізу.

При захисті від надлишків тепла спочатку визначаємо відношення різниці температур:

$$P_t = \frac{(t_{pz} - t_{норм})}{(t_{pz} - t_o)},$$

де t_{pz} - температура повітря в робочій зоні, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{норм}$ - нормальна температура повітря на робочому місці, $^{\circ}\text{C}$;

t_o - температура повітря на виході з патрубка, $^{\circ}\text{C}$.

$$t_o = t_{охол} + \Delta t,$$

$$t_o = 20 + 1,5 = 21,5,$$

$$P_t = \frac{(50 - 23)}{(50 - 21,5)} = 0,947.$$

Патрубки з верхнім підведенням повітря типу ПД4 з наступними характеристиками:

- кут нахилу лопаток до горизонту 45 градусів;
- температурний коефіцієнт $n=2,8$;
- коефіцієнт загасання швидкості повітряного потоку $m=4$;
- коефіцієнт місцевого опору $q=2,8$;

При $P_t < 1$ приймаємо адіабатне охолодження повітря. Приймаємо за умовами апаратної висоту установки патрубка від грудей апаратника до точки установи.

Відстань від патрубка до робочого місця (груди апаратника) при $\alpha=45$ градусів.

$$x = \frac{h_p}{\sin \alpha},$$

$$x = \frac{0,4}{\sin 45} = 0,75 \text{ м}.$$

Визначаємо кількість повітря на патрубках при коефіцієнті запасу витрати повітря $K_3 = 1,1$

$$L_p = L - K_3,$$

$$L_p = 0,2 \cdot 1,1 = 0,22 \text{ м}^3.$$

Приймаємо швидкість повітря по повітропроводу $V=10 \text{ м/с}$. Знаючи V визначаємо попереднє значення площі перетину труби, що підводить.

$$F = \frac{L_p}{V},$$

$$F = \frac{0,22}{10} = 0,022 \text{ м}^2.$$

Тоді діаметр трубопроводу:

$$D_{\text{нод}} = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}},$$

$$D_{\text{нод}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,22}{\pi}} = 0,17 \text{ м}.$$

Площа перетину труби, що підводить (уточнена)

$$F = \frac{\pi \cdot D_{\text{нод}}^2}{4},$$

$$F = \frac{\pi \cdot 0,17^2}{4} = 0,023 \text{ м}^2.$$

Пропонуємо установку автономного кондиціонера для охолодження повітря до необхідної температури ($t_{\text{охол}}=20^{\circ}\text{C}$) і очищення від пилу. Кондиціонер повинен розвивати тиск, необхідний для подолання втрат натиску у повітропроводах і забезпечення необхідної продуктивності.

Сумарні витрати у повітропроводах:

$$P_{\text{випр}} = R \cdot l + z$$

де R – втрата тиску на тертя на 1м повітропроводу;

l – довжина повітропроводів, м;

z – втрата тиску на місцеві опори.

При $D_{\text{пот}}=150$ мм і $V=10$ м/с, знаходимо $R=0,96$ Па

Втрата тиску на місцеві опори

$$z = k \cdot m \cdot l \left(\frac{v^2 \cdot \gamma}{2 \cdot g} \right)$$

Коефіцієнт місцевих опорів:

- для закругленого коліна під кутом 90 градусів $K_{\text{м.с.}90}=11,7$ Па;

- для вихідного патрубку $K_{\text{вих}}=27,5$ Па;

Втрати тиску складають:

$$P_{\text{нод}} = R \cdot (l_1 + l_2) + \left(\frac{v^2 \cdot \gamma}{2 \cdot g} \right) \cdot (K_{\text{м.с.}90} + K_{\text{вих}})$$

$$P_{\text{нод}} = 0,098 \cdot (0,9 + 0,4) + 6,27 \cdot (1,19 + 2,8) = 246,7 \text{ Па}$$

Вибираємо автономний кондиціонер типу ККУ-5 з характеристиками:

- продуктивність по повітрю 800м³/год;
- тиск за кондиціонером 250 Па;
- ступінь очищення повітря від пилу 94%;
- потужність електрода 5 кВт;
- напругення живлення 380 В.

9.4 Пожежна безпека

У виробництві сірчаної кислоти не застосовуються особливо вогнебезпечні речовини, тому в сірчаноокислотних цехах повинні дотримуватися звичайні правила протипожежного режиму.

Основні відомості про вибухо- і пожежонебезпечні речовини коксохімічного виробництва приведені в таблиці 9.2.

Таблиця 9.2 - Вибухо- і пожежонебезпечні речовини, які застосовуються у технологічних процесах коксохімічного виробництва

Найменування речовин	Температура спалаху, °С	Температура само-займання, °С	Об'ємні границі займання в повітрі, % (об'ємні)		Температурні границі займання в повітрі, °С	
			нижній	верхній	нижній	верхній
Аміак	-	650	15	28	-	-
Бензол	11	562	3,4	7,1	-14	+13
Толуол	4	536	1,3	6,7	0	+30
Ксилол	29	590	1,1	6,2	+24	+50
Нафталін	80	550	0,37	6,9	+62	+126
Окис вуглецю	-	610	1,25	7,4	-	-

Піридин	20	550	1,8	12,4	+18	+57
Сірководень	-	246	4,3	40,6	-	-
Фенол	75	595	0,3	2,4	+48	+83

Вогняні роботи на території відділення мокрого каталізу строго регламентовані. Вони проводяться в строгій відповідності з інструкцією по організації безпечного ведення вогняних робіт за наявності дозволу, підписаного головним інженером підприємства.

Куріння тільки у відведених місцях, або взагалі заборонено.

Для запобігання вибуху і пожежі від джерела електричного походження у вибухонебезпечних зонах встановлюють вибухозахисне електроустаткування.

З метою запобігання небезпечним ситуаціям передбачено щорічне навчання і перевірку знань працівників підприємства.

На підприємстві передбачена протипожежна частина з трьох машин, у разі виникнення крупної пожежі будуть задіяно машини міської пожежної частини. Відділення мокрого каталізу забезпечене ручними вогнегасниками ОХП-10, вуглекислотними ЕОУ-5,10, щитами з пожежним інвентарем, ящиками з піском та ін. Для гасіння резервуарів з сірчаною кислотою використовуються генератори піни ГСП-600.

Зберігання сірчаної кислоти відбувається в сталевих резервуарах забезпечених повітрявідводи. До основних вибухонебезпечних і пожежонебезпечних речовин у відділенні мокрого каталізу відносяться сірководневий газ, сірководень, коксовий газ. При неправильній організації технологічного процесу, недотримання вимог безпеки при поводженні з ними може виникнути пожежа, вибух, травмування робочих.

До заходів щодо попередження вибухів відносяться повна герметизація хімічних апаратів і трубопроводів, строге дотримання інструкцій ведення технологічного процесу, якісна робота вентиляційних установок.

ВИСНОВКИ

У магістерській кваліфікаційній роботі було удосконалено технологію вакуум-карбонатної сіркоочистки коксового газу на коксохімічному підприємстві. Проаналізовано методи очистки коксового газу від сірководню, технологічні схеми відділень регенерації та відділень мокрого каталізу. Встановлено недоліки і переваги абсорбційних та каталітичних методів сіркоочищення.

В магістерській роботі наведені фізико-хімічні основи вакуум – карбонатних методів сіркоочистки і отримання сірчаної кислоти методом мокрого каталізу, призначення та конструкція основних апаратів, основне технологічне устаткування відділення.

Зроблені основні технологічні розрахунки: матеріальний розрахунок скрубера, регенератора, печі-котла, контактного апарату. Проведені теплові розрахунки цих апаратів. Було проведеним гідравлічним розрахункам абсорбера. Завдяки проведеним розрахункам встановлено залежність загального опору абсорберу від витрати газу: при збільшенні газу збільшується опір абсорбера.

Були визначені основні геометричні параметри обладнання для проведення процесу.

У спеціальній частині було проведено удосконалення роботи печі–котла. Встановлено, що зменшення витрати сірководневого газу в печі-котлі супроводжується зниженням температури продуктів окиснення і порушенням режиму роботи контактного апарату. Підтримати задану температуру продуктів окиснення при зниженні навантаження печі можна двома способами: або відведенням частини продуктів окиснення з високотемпературної зони горіння по байпасному газоходу в основний газохід між піччю-котлом і камерою допалу, або шляхом двоступінчастого спалювання сірководневого газу над змійовиками і остаточного окиснення після теплообмінної зони. Для регулювання частки газів, що проходять через

теплообмінну зону, і кількості тепла, що відводиться, рекомендовано встановити шибери в основному і байпасному газоходах. Застосування двоступінчастого спалювання сірководневого газу дозволяє автоматично підтримувати необхідну температуру продуктів окислення при зниженні навантаження печі-котла без зміни поверхні водяних змішувачів.

У розділі «Охорона праці» були розглянуті основні шкідливі виробничі фактори та заходи щодо їх знешкодження. Наведена характеристика небезпечних і шкідливих виробничих умов і речовин, які задіяні у виробничому процесі цеху сіркоочищення коксового газу. Розроблено заходи щодо їх усунення. Наведено основні заходи щодо запобігання вибуху і пожежі у цеху сіркоочищення. Розраховано кондиціонер апаратної мокрої каталізу.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Коробчанский И.Е. Расчеты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования / И.Е. Коробчанский, М.Д. Кузнецов. - М.: Металлургия, 1972. – 296 с.
2. Общая химическая технология. Под редакцией докт.техн.наук проф. А.Г.Амелина. – М.:Химия, 1977. - 400с.
3. Гребенюк А.Ф. Улавливание химических продуктов коксования. т.1. / А.Ф. Гребенюк, В.И. Коробчанский, Г.А. Власов, С.И. Кауфман.- Донецк: Восточный издательский дом, 2002. – 228 с.
4. Справочник серноокислотчика. Под редакцией докт.техн.наук проф. К.М. Малина. - М.:Химия, 1971. – 745с.
5. Гребенюк А.Ф. Улавливание химических продуктов коксования. т.2. / А.Ф. Гребенюк, В.И. Коробчанский, Г.А. Власов, С.И. Кауфман.- Донецк: Восточный издательский дом, 2002. - 207с.
6. Расчеты по технологии неорганических веществ. Под редакцией докт.техн.наук проф. П.В.Дыбиной. - М.: Высшая школа, 1967. - 524с.
7. Ткачук К.Н. Довідник по охороні праці на промисловому підприємстві / К.Н. Ткачук, Д.Ф. Іванчук, Р.В. Сабарно. - К.: Техніка, 1991. - 285с.
8. Саранчук, В.І. Хімія і фізика горючих копалин / В.І. Саранчук, В.В. Ошовський, Г.А. Власов, В.С. Білецький.— Донецьк : Східний видавничий дім, 2008. – 600 с.
9. Саранчук, В.И. Физико-химические основы переработки горючих ископаемых / В.И.Саранчук, В.В.Ошовский, Г.А.Власов. – Донецьк : Східний видавничий дім, 2001. – 304 с.
10. Братичак М. М. Хімія та технологія переробки вугілля / М.М. Братичак, С.В. Пиш'єв, М.І. Рудкевич – Львів: Бескид Біт, 2006. – 272 с.
11. Шульга І.В. Розрахунок і проектування обладнання вуглепідготовчих і коксових цехів. Навчальний посібник для студентів за

спеціальністю 161 / І.В. Шульга, Д.В. Мирошниченко. – Харків: НТУ „ХПІ”, 2021. – 281 с.