

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ДНІПРОВСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ АГРАРНО-ЕКОНОМІЧНИЙ  
УНІВЕРСИТЕТ

Факультет водогосподарської інженерії та екології  
Кафедра екології

ДОПУСКАЄТЬСЯ ДО ЗАХИСТУ  
В.о зав. кафедри екології  
доц. \_\_\_\_\_ Вікторія КАЦЕВИЧ  
„\_\_” \_\_\_\_\_ 2023 р.

**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА**

до дипломної роботи  
освітній ступінь «Бакалавр»  
на тему: "Удосконалення технологічної схеми очистки коксового газу від  
сірководню розчином моноетаноламіну на прикладі приватного акціонерного  
товариства «ЮЖКОКС»"

Виконала: здобувачка вищої освіти 4 курсу,  
групи Е-1-19  
спеціальність 101 «Екологія»  
освітньо-професійної програми «Екологія»  
Шипко Ніколь

Керівник - д.т.н., проф. Олександр  
ЗБЕРОВСЬКИЙ \_\_\_\_\_  
Рецензент - д.т.н., проф. Олександр  
КОВРОВ \_\_\_\_\_

**Консультанти:**

з охорони праці та безпеки  
в надзвичайних ситуаціях

\_\_\_\_\_ ст. вик. Тетяна АРТЮШЕНКО

з економіки природокористування

\_\_\_\_\_ к.е.н., доц. Марина ПОЛЕГЕНЬКА

Дніпро – 2023 рік

ДНІПРОВСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ АГРАРНО-ЕКОНОМІЧНИЙ  
УНІВЕРСИТЕТ

Факультет водогосподарської інженерії та екології

Кафедра екології

Спеціальність 101 «Екологія»

ЗАТВЕРДЖУЮ:

В.о. зав. каф. екології

доц. \_\_\_\_\_ Вікторія КАЦЕВИЧ

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2023 р.

**ЗАВДАННЯ**

на дипломну роботу для здобуття освітнього ступеня «Бакалавр»

здобувачу вищої освіти

Шипко Ніколь Артемівні

1. Тема проекту (роботи) "Удосконалення технологічної схеми очистки коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну на прикладі приватного акціонерного товариства «ЮЖКОКС»"

2. Затверджена наказом по університету від «11» травня 2023 р. № 850

3. Термін здачі студентом закінченого проекту (роботи): «16» червня 2023 р.

4. Вихідні дані до проекту (роботи) матеріали переддипломної практики

5. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, що їх належить розробити) \_\_\_\_\_ реферат, огляд літератури за темою, дослідницька частина, охорона праці, \_\_\_\_\_ економічна частина, висновки, перелік посилань

6. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)

Розділ 1: Принципова схема очищення коксового газу від сірководню вакуум-карбонатним методом; Принципова схема очищення коксового газу від сірководню миш'яково-содовим методом; Розділ 2: Вертикальний абсорбер вихрового типу; Регенератор тарілчастий.

7. Консультанти по дипломній роботі, із зазначенням розділів роботи, що стосуються їх

Розділ	Консультант	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Огляд літератури за темою	д.т.н.проф. Олександр Зберовський	11.05	16.06
Дослідницька частина	д.т.н.проф. Олександр Зберовський	11.05	16.06
Економічна частина	к.е.н., доц. Марина Полегенька	11.05	16.06
Охорона праці	ст. вик. Тетяна Артюшенко	11.05	16.06

8. Дата видачі завдання: « 11 » травня 2023 р.

Керівник проекту (роботи) \_\_\_\_\_ / Зберовський О.В. /  
(підпис)

Завдання прийняв до виконання \_\_\_\_\_ / Шипко Н.А.. /  
(підпис)

### Календарний план

№ пп	Назва етапів дипломного проекту (роботи) (роботи)	Термін виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	Огляд літератури за темою	01-18.05	Виконано
2	Дослідницька частина	18-25.05	Виконано
3	Економічна частина	25-1.06	Виконано
4	Охорона праці	01-8.06	Виконано
5	Оформлення роботи	08-12.06	Виконано

Студент-дипломник \_\_\_\_\_ / Шипко Н.А.. /

Керівник проекту (роботи) \_\_\_\_\_ / Зберовський О.В. /

## РЕФЕРАТ

Випускна кваліфікаційна робота складається з 4 розділів, вступу, висновків та розміщується на 81 сторінках, крім того за текстом випускної роботи міститься 10 рисунків, 10 таблиць, 3 додатка, 20 літературних джерел.

Предметом дослідження є екологічні, технологічні та конструктивні показники очистки коксового газу від сірководню.

Об'єкт дослідження – оцінка впливу на навколишнє середовище коксохімічного виробництва ПРАТ «ЮЖКОКС».

Мета роботи – оцінити ефективність очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну за технологічною схемою та конструктивними параметрами процесу на прикладі ПРАТ «ЮЖКОКС».

В розділі «Огляд літератури за темою» розглянуте коксохімічне виробництво, склад і вихід летючих хімічних продуктів коксування, оцінено існуючі методи очистки коксового газу від сірководню.

В дослідницькій частині проведено оцінку вибору технологічної схеми очистки коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну. Проведено матеріальні та конструктивні розрахунки процесу моноетаноламінової очистки коксового газу від сірководню на прикладі ПРАТ «ЮЖКОКС».

КОКСОВИЙ ГАЗ, СІРКОВОДЕНЬ, РОЗЧИН МОНОЕТАНОЛАМІНУ, АБСОРБЦІЯ, РЕГЕНЕРАЦІЯ, АБСОРБЕР ВИХРОВИЙ, ВІДГІННА КОЛОНА.

## ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ЗА ТЕМОЮ.....	9
1.1 Структура коксохімічного виробництва .....	9
1.1.1 Основні цехи коксохімічного виробництва.....	11
1.1.2 Допоміжні цехи коксохімічного виробництва.....	14
1.2 Склад і вихід летючих хімічних продуктів коксування.....	14
1.3 Існуючі методи очистки коксового газу від сірководню.....	18
1.3.1 Вакуум-карбонатне сіркоочищення.....	21
1.3.2 Миш'яково-содове сіркоочищення.....	25
2 ДОСЛІДНИЦЬКА ЧАСТИНА.....	30
2.1 Технологічна схема очистки коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіном.....	31
2.2 Характеристика цеху очистки коксового газу від сірководню.....	37
2.2.1 Етапи виробництва.....	37
2.2.2 Готова продукція.....	38
2.2.3 Відходи цеху очистки коксового газу від сірководню.....	40
2.3 Основне технологічне обладнання.....	40
2.4 Матеріальні розрахунки процесу моноетаноламінової очистки коксового газу від сірководню.....	46
2.5 Розрахунок абсорбера першого ступеню з решітчастими тарілками.....	50
3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЙ.....	56
3.1 Організація охорони праці на підприємстві ПРАТ «Южкокс».....	56
4. ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА.....	58
4.1 Розрахунок екологічного податку коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну.....	58

4.2 Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря до проведення очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну.....	60
4.3 Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря після проведення очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну.....	60
ВИСНОВКИ.....	62
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	64
ДОДАТОК А Основне технологічне обладнання процесу очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіна, що використовується на ПРАТ «ЮЖКОКС».....	66
ДОДАТОК Б Розподіл обов'язків з організації та проведення навчання з питань охорони праці між службами охорони праці та кадрів.....	70
ДОДАТОК В Загальні вимоги правил безпеки для коксохімічного виробництва.....	78

## ВСТУП

Металургійні, енергетичні та хімічні підприємства є одними з основних джерел для забруднення повітря та води. Коксохімічне виробництво є одним з важливих галузей металургійної та хімічної промисловості. Такий процес як виробництво коксу має завбачити хімічну обробку вугілля, в результаті якої утворюється високотемпературний коксовий газ, що містить різні хімічні продукти разом з коксом.

Одним з найбільших шкідливих компонентів коксового газу є сірка. На сірководень припадає 95% від усіх сполук сірки. Залишок 5% припадає на сіркоорганічні сполуки. Наявність сполук сірки в коксовому газі спричиняє корозію трубопроводів та обладнання, погіршення якості поглинальних мастил та забруднення повітря. При використанні коксового газу як енергетичного палива сполуки сірки у вигляді SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub> H<sub>2</sub>S тощо вивільняються в атмосферу і можуть викликати кислотні дощі. Очищення коксового газу від сірководню є як технічно необхідним процесом, так і нагальною екологічною проблемою.

Необхідність та доцільність очищення коксового газу від сірководню зумовлені ще й наступними причинами:

1) сірководень є шкідливою домішкою при використанні коксового газу для промислового застосування (хімічного синтезу, мартенівського виробництва);

2) очищення коксового газу від сірководню не тільки поліпшує якість газу, але й дозволяє одержати, в залежності від методу його очищення, значну кількість товарної сірки або сірчаної кислоти, яка має важливе значення в народному господарстві.

Причини, що вказані вище, зумовлюють важливість організації у найбільш широких масштабах очищення коксового газу від сірководню.

Метою випускної кваліфікаційної роботи є вирішення зазначеної проблеми та надати оцінку ефективності очищення коксового газу від

сірководню розчином моноетаноламіну за технологічною схемою та конструктивними параметрами процесу на прикладі ПРАТ «ЮЖКОКС»

Предметом дослідження є екологічні, технологічні та конструктивні показники очистки коксового газу від сірководню.

Об'єктом дослідження є оцінка впливу на навколишнє середовище коксохімічного виробництва ПРАТ «ЮЖКОКС».



## 1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ЗА ТЕМОЮ

### 1.1 Структура коксохімічного виробництва

Усі коксохімічні підприємства розподіляються на наступні категорії [1]:

- самостійні коксохімічні заводи, таки, що входять до складу комбінатів або заводів, таки, що пов'язані з хімічними підприємствами або віддають газ в міські мережі промислового газу.

У складі коксохімічних підприємств є основні (технологічні), допоміжні цехи (підрозділи) і заводоуправління [1].

На рисунку 1.1 наведено процес вивантаження коксу з коксової батареї на ПРАТ «ЮЖКОКС». На рисунках 1.2; 1.3; 1.4 та 1.5 наведено загальний вигляд виробничих процесів та об'єктів приватного акціонерного товариства «ЮЖКОКС».



Рисунок 1.1 - Процес вивантаження коксу з коксової батареї на ПРАТ «ЮЖКОКС».



Рисунок 1.2- Загальний вигляд об'єктів приватного акціонерного товариства «ЮЖКОКС»



Рисунок 1.3- Загальний вигляд об'єктів приватного акціонерного товариства «ЮЖКОКС»

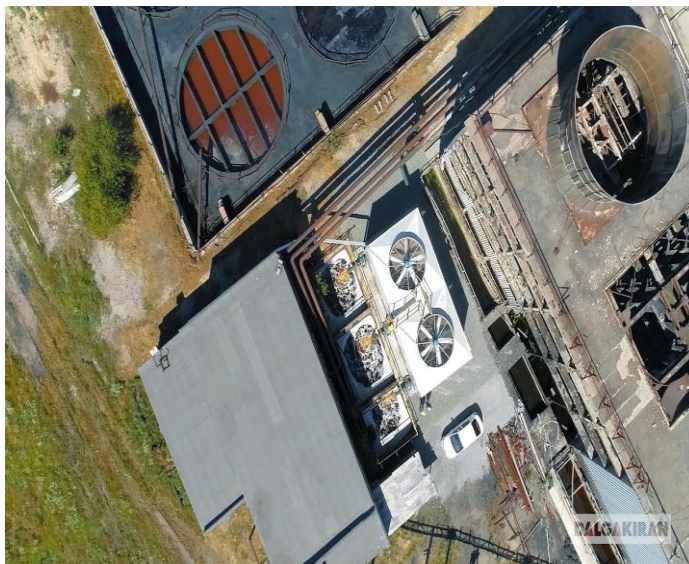


Рисунок 1.4 – Загальний вигляд коксового виробництва.



Рисунок 1.5 – Загальний вигляд викидів забруднюючих речовин з труб коксохімічного виробництва ПРАТ «ЮЖКОКС».

### **1.1.1 Основні цехи коксохімічного виробництва**

Це такі цеха як: вуглепідготовчий, вуглезбагачувальна фабрика, коксовий, уловлювання хімічних продуктів коксування, очищення коксового газу від сірководню, смолоперегінний, ректифікації сирого бензолу, пекококсний, фталевого ангедриду, цех тонкої хімії.

Вуглепідготовчий цех, це цех для прийому, зберігання і підготовки вугільних концентратів для коксування, а також для подачі вугільної шихти в коксові печі.

Вуглепідготовчий цех здійснює: прийом і зберігання вугілля та його усереднення по марках і групам; дозування та дроблення вугільних концентратів, отримання готової шихти і подачу її у вугільні башти.

Розвантаження концентратів здійснюється вагоноперекидувачами після зваживання на електронно-конвеєрних вагах. Далі вугільний концентрат поступає в бункери і по конвеєру транспортується на склад.

З складу вугільна шихта транспортується в дробарне відділення. Готова шихта транспортерами подається у вугільні башти.

Коксовий цех призначений для виробництва коксу з вугільної шихти і хімічних продуктів коксування.

Технологія виробництва коксу включає завантаження коксу, процес коксування, видачу коксу та його гасіння і сортування.

До складу коксового цеху входять батареї коксових печей; коксові машини, вугільні башти для запасу вугільної шихти.

Газове господарство складається з газопроводів та газових кранів для регулювання газових, повітряних і димових потоків.

Для охолодження коксу служать гасильні башти з насосами для откачки води, відстійники, коксові рампи. Для безводного охолодження коксу використовують установки для сухого гасіння коксу.

Далі кокс сортують за крупністю, відбирають проби для аналізів та транспортують в доменні цехи.

Цех уловлювання хімічних продуктів коксування призначений для охолодження коксового газу і виділення з нього каменовугільної смоли, водяної пари, аміаку з отриманням сульфату амонію. Сульфат амонію є побічним продуктом. Також уловлюються бензолі вуглеводні та отримують сирі бензол.

У цеху уловлювання є наступні відділення: відділення конденсації та охолодження коксового газу; сульфатне відділення для очищення коксового газу від аміаку; аміачне відділення; бензоліне відділення. цьому відділенню проводиться також регенерація поглинаючого масла. Також є склади зберігання смоли, масел і сирого бензолу. Сировиною цеху є неочищений коксовий газ, сірчана кислота, поглинаюче каменовугільне масло.

Продукцією цеху є: каменовугільна смола; сульфат амонію; сирий бензол та очищений коксовий газ.

Цех сіркоочищення складається з відділень: очищення коксового газу; вакуум-компресорної установки та відділення переробки газу в сірчану кислоту. Сировиною цеху є очищений від аміаку, нафталіну і бензолу коксовий газ.

Основним устаткуванням відділення уловлювання сірководню з коксового газу є скруббер – регенератор, який обладнано тарілками (не менше 22 штук). Сірководень подається вакуум-насосом у холодильник відділення каталізу, потім в печі спалювання. З печі газова суміш поступає в казан-утилізатор, де охолоджується до температури 450-470<sup>0</sup>С і поступає в контактний апарат, в якому відбувається окислення сірчистого ангідриду в сірчаний ангідрид, після контактних апаратів газу поступають в башту абсорбції, де охолоджуються сірчаною кислотою і відбувається конденсація пару сірчаного ангідриду і пару води у вигляді кислотного туману.

До 30% цього туману уловлюються в електрофільтрах, з утворенням готового продукту - сірчаної кислоти. До 70% туману виноситься зворотною кислотою. Сірчана кислота використовується для очищення коксового газу від аміаку з отриманням сульфату амонію.

Продукцією відділення очищення коксового газу є очищений коксовий газ, який застосовується як енергетичне паливо для обігріву коксових печей.

Цеха переробки хімічних продуктів коксування існують на крупних коксохімічних заводах. Наприклад цех ректифікації сирого бензолу служить для переробки сирого бензолу. Основними товарними продуктами є чистий бензол, толуол, ксилоли, а також інші продукти: інден-кумаронові смоли, чистий піридин, лутодин, коллідин.

Смолопереробний цех включає: відділення дистиляції; відділення кристалізації; відділення біохімічного очищення січних вод; установки для гранулювання і отримання електродного пеку; склади і вантажні пристрої для зберігання продуктів і різних видів пеку, масел, фенолів.

Пекококсний цех призначений для коксування каменувугільного пеку та отримання пекового коксу. Цех включає наступні відділення: відділення пекопідготовки; пічне відділення для коксування пеку.

### **1.1.2 Допоміжні цеха коксохімічного виробництва**

До допоміжних цехів відносяться: ремонтно-механічний цех; спеціалізований цех по ремонту устаткування і інші відділення, що виконують роботи з ремонту устаткування і виготовленням запасних частин; паросиловий цех; ТЕЦ; електроремонтний цех; цех водопостачання і каналізації; цех автоматики; залізничний цех та автотранспортний цех; центральна заводська лабораторія; лабораторія охорони навколишнього середовища; відділ технологічного контролю.

Центральна заводська лабораторія виконує контроль сировини, контролює якість продуктів в цехах, стан якості водно-повітряного середовища. До складу лабораторія можуть входити такі групи як: вуглекоксова, хімічна, контрольна групи, дослідницька.

Лабораторії охорони навколишнього середовища (санітарно-промислова лабораторія, група) контролює стан стічних вод і викидів в атмосферу, стан повітряного середовища, шуму на робочих місцях і виконує ряд інших аналізів, що забезпечують дотримання санітарних норм на всіх ділянках заводу.

Відділ технологічного контролю здійснює по цехам контроль проб сировини і реактивів, готовій продукції, правильності упаковки, маркування і відвантаження продукції, оформляє супровідні документи та сертифікати. ВТК складається з ділянок (груп), обслуговуючих окремі цехи або групи цехів.

До допоміжних служб також відносяться: господарський цех, служба впорядкування, газорятівна станція, пожежна команда та охорона заводу.

## **1.2 Склад і вихід летючих хімічних продуктів коксування**

«В процесі високотемпературного коксування вугільних шихт в коксовій камері поряд з коксом утворюються летючі хімічні продукти, що представляють собою складну неоднорідну систему, що складається з

газоподібних і пароподібні речовин, які є продуктом термічного розкладання кам'яного вугілля» [1].

Основними летючими продуктами високотемпературного коксування є: коксовий газ, пірогенетичної вода, нафталін, аміак, сірководень (інші сірчисті сполуки), ціаністі сполуки, бензольні вуглеводні (сирий бензол), високотемпературна кам'яновугільна смола та ін. [2].

Суміш паро- та газоподібних продуктів коксування, що виходять з коксових камер в газозбірники, утворює так званий *прямий коксовий газ*. Він містить наступні кількості хімічних продуктів, г/м<sup>3</sup>:

- Пари води (пірогенетичної і вологи шихти)..... 250-450
- Пари смоли .....80-150
- Бензольні вуглеводні .....30-40
- Аміак ..... 8-13
- Нафталін .....до 10
- Сірководень ..... 6-40
- Ціаністий водень ..... 0,5-2,5

Крім того, до складу прямого коксового газу входять сірковуглець (CS<sub>2</sub>), сіркооксид вуглецю (COS), тіофен (C<sub>4</sub>H<sub>4</sub>S) і його гомологи, леткі піридинові основи (0,4-0,6 г/м<sup>3</sup>), феноли та ін.

При обробці прямого коксового газу в апаратурі цеху уловлювання з нього виділяються основні продукти хімічної промисловості коксування і утворюється очищений коксовий газ. Він називається зворотним, тому що частина його подається на обігрів коксових печей. *Зворотний коксовий газ* складається в основному з неконденсованих у звичайних умовах компонентів (H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> і ін.), а також залишків сірководню, бензольних вуглеводнів, вуглеводнів неграничного ряду, незначних кількостей оксидів азоту ін.

Вихід окремих хімічних продуктів високотемпературного коксування з 1т сухої шихти коливається в межах, %:

- Коксовий газ (зворотний, сухий) ..... 14-16

- Кам'яновугільна смола ..... 3-4,0
- Пірогенетичної волога ..... 1,8-3,0
- Сирий бензол ..... 0,8-1,20
- *Сірководень* ..... 0,5-2,5
- Аміак ..... 0,26-0,4

До 2006 року вміст сірки в шихті, що коксується, заводів України складав 1,4% [2]. При коксуванні кам'яного вугілля близько 60-70% сірки, що в ньому міститься, залишається в коксі, а 30-40% відходить з газом у вигляді сірководню. Ступінь переходу сірки у газову форму залежить від температури коксування, кількості водню, що виділяється, та в меншому ступені від тривалості коксування. У зв'язку зі зміною сировинної бази України та зростаючою участю імпортного вугілля на підприємствах України з 2007р до коксу з шихти, що коксується, переходить близько 85-87% сірки, до коксового газу – до 18% сірки.

В середньому на 1% сірки з вихідного вугілля утворюється 360 – 420мг/м<sup>3</sup> органічно зв'язаної сірки в коксовому газі. На долю сірководню приходить близько 95% від загальної кількості сірки, що міститься в коксовому газі, інші 5% - органічні сірчисті сполуки (сірковуглець – до 70%, сіркооксид вуглецю – до 20%, тіофен, меркаптани).

Отже, одним з небезпечних складових коксового газу є *сірководень* – сильна нервова отрута (дивись таблицю 1.1), що викликає смерть від зупинки дихання. Людина відчуває запах сірководню в концентрації 0,012 – 0,03 мг/м<sup>3</sup>. Незначний, проте явно відчутній запах з'являється при 1,2 – 2,3 мг/м<sup>3</sup>, при концентраціях вище 11 мг/м<sup>3</sup> запах менш відчутний і неприємний.

Таблиця 1.1 – Вплив сірководню на людину [2]

Концентрація, мг/м <sup>3</sup>	Тривалість експозиції	Симптоми	
6,0	4 год.	Головний біль,	сльозовиділення,



		світлобоязнь, нежить, біль в очах, зниження повітряної та кісткової звукопровідності
700,0	15-30 хв.	Хворобливе роздратування кон'юнктиви, нежить, нудота, блювота, відчуття стислості голови, задишка, кашель, серцебиття, можливий розвиток бронхіту і набряку легенів
1000 та вище	Миттєво	Отруєння, судоми, втрата свідомості, зупинка дихання, смерть

Сірководень дуже токсичний. Гранично допустима концентрація сірководню в робочій зоні виробничих приміщень становить 10 мг/м<sup>3</sup>. З повітрям сірководень утворює вибухонебезпечну суміш з межами концентрації - нижній 4,3 і верхній 45,5% (об'ємн.).

Сірководень розчиняється у воді з утворенням слабкої сірководневої кислоти.

При обробці коксового газу в апаратурі цеху уловлювання частина сірководню переходить в надсмольну воду і смолу, велика частина його вимивається водою в кінцевих газових холодильниках і незначна частина розчиняється в поглинальних маслах в бензольних скруберах.

Необхідність очищення коксового газу від сірководню під час спалювання та різноманітного його використання пов'язана з екологічними, технологічними та санітарно-гігієнічними вимогами.

Виділення сірководню з коксового газу необхідно для захисту повітряного басейну від виробничих викидів.

Сірководень ускладнює процес виробництва сульфату амонію (знижує якість сульфату амонію), викликає псування поглинального масла, викликає корозію апаратури і газопроводів. Присутність сірки в будь-якому з продуктів коксохімічного виробництва є небажаним і здебільшого шкідливим.

Очищення коксового газу від сірководню також обумовлюється доцільністю його використання для отримання елементарної і колоїдної сірки, сірчаної кислоти і специфікою застосування коксового газу.

Очищення від сірки коксового газу, що направляється підприємствам чорної металургії, забезпечує отримання високоякісної сталі, створює умови для інтенсифікації мартенівського процесу. Допустимий вміст сірководню в коксовому газі, що використовується для металургійних цілей, не повинно перевищувати 2,5-3 г/м<sup>3</sup>.

При використанні коксового газу для обігріву коксових печей та інших установках коксохімічного виробництва, глибина очищення регламентується технологічними нормативами на викид діоксиду сірки, що утворюється в результаті спалювання сірковмісних компонентів газу, мг/м<sup>3</sup>:

- в газі для металургійного виробництва.....1000 – 2000;
- в очищеному газі з метою синтезу .....20 – 50;
- при використанні коксового газу для комунально-побутових потреб .... 20;
- при вдуванні коксового газу у доменні печі .....456;
- вміст органічної сірки у побутовому газі .....250 – 700.

Необхідність очищення коксового газу від сірководню при хімічній переробки газу викликається отруйною дією сірчистих сполук на каталізатори, корозією апаратури установок синтезу.

Проте жодна з традиційних технологій сіркоочищення не забезпечує повного видалення органічних сполук сірки з газу. При обробці коксового газу при низькому тиску вміст органічних сполук знижується з 0,5 г/м<sup>3</sup> до 0,2 – 0,3 г/м<sup>3</sup>.

### **1.3 Існуючі методи очистки коксового газу від сірководню**

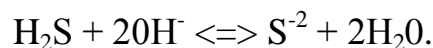
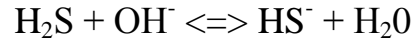
Залежно від агрегатного стану застосовуваних поглиначів сучасні методи очищення горючих газів ділять на сухі і мокрі [3].

*Суша очистка* коксового газу від сірководню заснована на застосуванні твердих поглиначів - гідроксиду заліза (III)  $Fe(OH)_3$  (болотної руди) і активованого вугілля. Цей метод забезпечує глибоку (тонку) очистку і служить допоміжним при мокрій очистці. Він може використовуватися для доочищення газу, який передається на далеку відстань.

У коксохімічній промисловості широке застосування отримали *мокрі методи очищення*. Залежно від хімічних процесів, що лежать в основі мокрих способів очищення коксового газу від сірководню їх ділять на три групи [1].

1) *Методи, засновані на отриманні концентрованого газоподібного сірководню з подальшим окисленням його в сірку або сірчану кислоту.*

В основі цих методів лежать оборотні кругові сорбційні процеси поглинання сірководню з газу, що циркулює в круговому потоці, поглиначем і виділення цього сірководню з поглинача при зміні умов. Звільнений від сірководню поглинач знову йде на промивку газу. У цих методах сірководень розглядається, як кислота і хімічні процеси зводяться до реакцій нейтралізації:



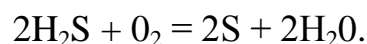
Поглиначами сірководню є розчини слабких основ або солей сильних основ і слабких кислот. До цих методів належать:

- аміачний,
- вакуум-карбонатний (содовий або поташний);
- метод органічних основ (етаноламіновий, фенолятний, фосфатний, амінокислотний і ін.)

2) *Методи засновані на безпосередньому окисненні сірководню, що міститься в коксовому газі, в елементарну сірку.*

Поглиначами сірководню є лужні розчини, які містять речовини, що вступають з сірководнем в незворотні реакції.

В основі процесу лежить реакція окислення сірководню:



Переносниками кисню служать оксульфомиш'якові солі натрію або амонію (миш'яково-содовий або миш'яково-аміачний метод) і оксидні сполуки заліза (залізо-содовий і залізо-аміачний метод).

3) *Методи, засновані на одночасному уловлювання аміаку і сірководню.*

У цих методах використовуються реакції між аміаком і сірководнем, присутніми в газі, і політїонати металів або амонію, сульфатно-бісульфатними розчинами і ін.

Велика економічність мокрих методів очищення газу від сірководню обумовлена безперервністю цих процесів, компактністю установок, малим опором апаратури проходу газу, що уловлює, легкістю утилізації регенерованої сірки і одночасним очищенням газу від ціаністого водню.

У вітчизняній коксохімічній промисловості найбільше застосування отримали миш'яково-содовий і вакуум-карбонатний методи очищення газу від сірководню.

Більшу перспективу мають *циклові способи (абсорбційно-десорбційні)*, що дають можливість виділяти сірководень в концентрованому вигляді для подальшої переробки в сірчану кислоту. Сірчана кислота на коксохімічних заводах використовується для вловлювання аміаку із коксового газу в процесі одержання сульфату амонію. Використовують головним чином етаноламіни, аміачний, вакуум-карбонатний, фосфатний поглиначі.

Використання моноетаноламінового поглинача має переваги, які полягають в порівняно низькій вартості абсорбенту, відносній легкості регенерації, стабільності і високій реакційній спроможності поглинального розчину. При двоступеневому очищенні ступінь видалення сірководню досягає слідів  $H_2S$ . Як недоліки цього методу слід назвати відносно високу пружність парів і необоротні реакції з органічними сірчистими сполуками, ціаністоводневими домішками та киснем [2].

### 1.3.1 Вакуум-карбонатне сіркоочищення

Цех очищення коксового газу від сірководню вакуум-карбонатним методом включає [5]:

- відділення уловлювання та регенерації насиченого поглинального розчину,
- відділення отриманої сірчаної кислоти методом мокрого каталізу.

Для уловлювання сірководню з коксового газу використовуються водні розчини соди ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) або поташу ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ).

Коксовий газ після бензольних скрубєрів надходить в сірчані скрубєри, де зрошується 5%-ним поглинальним розчином соди (або 15-20%-ним розчином поташу).

Коксовий газ, очищений від сірководню, ціаністого водню вуглекислоти, направляється споживачу. Вміст сірководню в зворотному газі складає 2-3 г/м<sup>3</sup>. На ступінь уловлювання сірководню істотно впливає температура. Практично температура газу перед скрубєром підтримується не вище 30°C, після скрубєра 32-35°C, температура розчину, що надходить на уловлювання, 37-40°C. З підвищенням температури уловлювання зменшується розчинність сірководню і збільшуються його втрати із зворотним газом.

Процес регенерації насиченого сірководнем розчину соди (або поташу) полягає в зміщенні рівноваги оборотної реакції, що протікає в скрубєрі в сторону виділення сірководню з одночасним зниженням його тиску в системі.

Утворений сірководень відсмоктується одночасно з водяними парами вакуум-насосом, при цьому рівноважна реакція порушується і йде в праву сторону до кінця. Розкладання гідросульфїду і виділення сірководню відбувається до тих пір, поки в розчині присутній бікарбонат натрію (калію). Швидкість десорбції сірководню залежить від температури кипіння розчину, тобто величини вакууму і концентрації в розчині бікарбонату. Оптимальною температурою регенерації поглинального розчину є 55-60°C. При цій температурі швидкість десорбції

сірководню має максимальну величину. При підвищенні температури може відбуватися розкладання бікарбонату натрію (калію).

У відсутності бікарбонату гідросульфід ( $\text{NaHS}$ ) розкладається з утворенням сульфиду натрію ( $\text{Na}_2\text{S}$ ). У розчині залишається близько 50% сірки, що значно погіршує процес уловлювання. Щоб попередити бікарбонат від розкладання і зберегти його для реакції з гідросульфідом з метою виділення сірководню, температура процесу регенерації не повинна перевищувати  $75^\circ\text{C}$ . Поєднання низької температури процесу і кипіння розчину досягається веденням його під вакуумом порядку 79,9-82,6 кПа (600-620 мм рт. ст.), який створюється вакуум-насосом.

Питома витрата поглиначів становить: при вакуум-содовому методі  $3,5 \text{ г/м}^3$  газу, а при вакуум-поташному  $2,5-2,7 \text{ г/м}^3$  газу, тобто при уловлюванні поташним розчином питома витрата поглиначів значно менше. Проте, вакуум-поташному методу властиві серйозні недоліки, які ускладнюють умови експлуатації і погіршують техніко-економічні показники установки сіркоочищення.

У зв'язку з тим, що до передачі газу на сіркоочищення, вилучення з нього ціаністого водню і роданистих сполук не відбувається, в поглинальному поташному розчині накопичуються значні кількості нерегенерованих сполук, що при содовому процесі хоча і відбувається, але в менших обсягах.

Витрата поташу за рахунок утворення нерегенерованих солей різко зростає. Збільшується кількість забруднених стічних вод через необхідність систематичного виведення значної кількості розчину. У зв'язку з цим на деяких заводах було застосовано содово-поташний метод очищення коксового газу від сірководню. В якості реактиву застосовувалася суміш поташу і содово-поташевої суміші в співвідношенні 1: 1. Содово-поташна суміш містить 92-93% соди і 7-8% поташу.

З переходом на цей поглинач повністю припинилося випадання солей, покращилися показники з вилучення та регенерації сірководню, знизилася

витрати реактивів і енерговитрати, збільшилася обсяги сірчаної кислоти, поліпшились умови експлуатації.

*Переваги методу* - компактність і простота апаратурного оформлення; надійність в роботі; можливість отримання концентрованої сірчаної кислоти для потреб коксохімічного виробництва.

На рисунку 1.6 наведена принципова схема очищення коксового газу від сірководню вакуум-карбонатним методом.

*Основними апаратами* відділення уловлювання сірководню з коксового газу є скрубери з дерев'яною хордовою насадкою діаметром 3,0-6,0 м, висотою не більше 40,0 м (число скруберів визначається (продуктивністю газового потоку). Регенератор є теплоізолюваною суцільнозварну колоною, обладнаною 22 тарілками, що мають тунельні барботажні ковпачки. Відстань між тарілками 150 мм. Діаметр регенератора визначається виходячи з швидкості парів у вільному його перетині, що дорівнює 2-2,5 м/с, і не повинен перевищувати 3,0 - 3,2 м. Регенератор працює під вакуумом, який у верхній частині апарату становить 79,9-82,6 кПа (600-620 мм рт. ст.). Регенератори, число яких визначається продуктивністю цеху, включаються паралельно. При кожному регенераторі є по два циркуляційних парових підігрівача для нагріву поглинального розчину. Поверхня нагріву кожного підігрівача 150 м.

Для відсмоктування сірководневого газу з регенераторів і подачі його у відділення мокрого каталізу застосовують поршневі, горизонтальні, одноциліндрові, вакуум-насоси подвійної дії, продуктивність яких становить від 75 до 120 м<sup>3</sup>/хв газу при вакуумі 85%. Абсолютний тиск на лінії всмоктування 7,98 кПа (60 мм рт. ст.), а на лінії нагнітання 111 кПа (835 мм рт. ст.).





Число вакуум-насосів визначається обсягом вологого газу при фактичних умовах (температура і тиск).

### 1.3.2 Миш'яково-содове сіркоочищення

Цех миш'яково-содової сіркоочищення складається з наступних відділень: вловлювання сірководню і регенерації поглинального розчину; плавки і кристалізації сірки; приготування содового і миш'якового розчину; нейтралізації відпрацьованого розчину. На деяких заводах є установки отримання колоїдної сірки і роданистих солей [4, 2].

Основними реагентами для приготування поглинального розчину є білий миш'як ( $As_2O_3$ ) і кальцинована сода ( $Na_2CO_3$ ) для содового варіанту і білий миш'як і концентрована аміачна вода для аміачного варіанту.

Приготування робочого поглинаючої розчину здійснюється в декілька стадій. Потім цей розчин подається в скруббер на уловлювання сірководню. Визрівання розчину здійснюється поза робочого циклу. Подібна операція підготовки свіжого розчину проводиться для поповнення робочого циклу додатковою кількістю розчину. Розчин можна вважати визрілим, коли склад кисневих сполук миш'яку досягне 1,0-1,5 г/л.

Очищення коксового газу від сірководню робочим розчином складається з двох операцій:

- 1) уловлювання сірководню в скруберах при температурі 30-35 ° С. При цьому кисень окисульфомуш'якового натрію заміщується сіркою з утворенням окисульфомуш'яковонатрієвої солі. При очищенні коксового газу відношення  $As_2O_3:H_2S$  необхідно тримати на рівні 15-18, що відповідає концентрації  $As_2O_3$  в розчині 15-16 г / л. Чим вище відношення  $As_2O_3:H_2S$ , тим швидше протікає реакція і менше концентрація «вільного» сірководню, який не вступив в реакцію з миш'яковим розчином. В результаті взаємодії з сірководнем розчин втрачає поглинальні властивості і його треба відновлювати (регенерувати).

2) Регенерація розчину здійснюється в регенераторах продувкою його розпилюванням стисненим повітрям при температурі 40-42°C. При цьому відбувається окиснення сульфомуш'якового натрію в оксисульфомуш'якову сіль з виділенням елементарної сірки.

Регенований розчин знову надходить в скруббер на уловлювання сірководню з коксового газу. Новоутворена сірка флотується з утворенням сірчаної піни, що містить до 100 г/л сірки. Процес регенерації дуже чутливий до різних домішок, які потрапляють в насичення розчин з газу: залишки смоли, масел, знижують швидкість регенерації, погіршують флотацію сірки, сприяють її агломерації і осіданні на насадці, в апаратурі і трубопроводах. Це знижує ступінь використання повітря. Ретельне очищення газу від домішок відбувається в електрофільтрі, встановленому перед сірчаним скруббером. Для прискорення процесу регенерації робочого розчину і збільшення продуктивності регенератора, повітря збагачується киснем до 30-35% (об'ємні.).

Важливим фактором, що визначає нормальний перебіг технологічного процесу, є оптимальна лужність поглинаючої розчину, що характеризується водневим показником рН. Нормальне значення рН для розчину після регенерації становить 7,75-7,95. Низька лужність розчину може викликати випадіння сірчистого миш'яку  $As_2S_3$ , що призводить до зменшення поглинальної здатності розчину.

Гранично допустимий вміст нерегенованих солей в робочому розчині має бути не вище 300 г/л. Для запобігання подальшого підвищення вмісту нерегенованих сполук в розчині частина його систематично виводиться з циклу. Перед спуском в каналізацію розчин нейтралізують сірчаною кислотою для видалення миш'яку у вигляді  $As_2S_5$  і  $As_2S_3$ . Солі миш'яку, що випали, розчиняють в лугах і повертають в цикл, а розчин після додаткової нейтралізації залізним купоросом  $Fe_2(SO_4)_3$  спускають в каналізацію.

Для роботи миш'яково-лужних сіркоочисних установок прийняті наступні норми вмісту реагентів в робочому поглинальному розчині: до 16 г/л  $As_2O_3$  і 12-14 г/л  $Na_2CO_3$ .

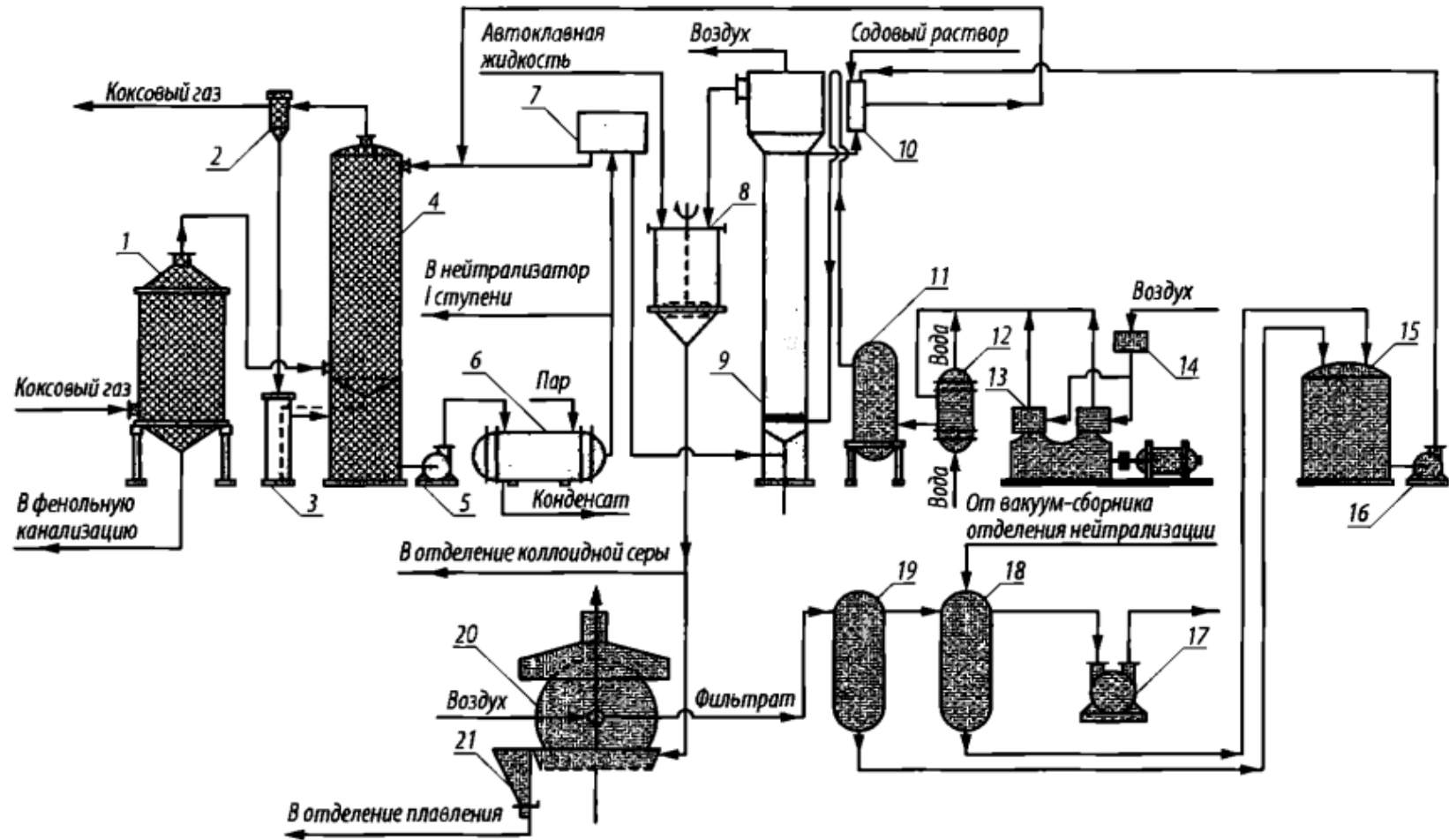
Незважаючи на значні удосконалення, які миш'яково-содовий метод сіркоочищення зазнав в останні роки, він все ж продовжує залишатися досить громіздким. Велика кількість поглинаючого розчину (15-20 л/м<sup>3</sup> газу на годину), що подається на уловлювання сірководню з коксового газу, ускладнює процес регенерації розчину, тому що потрібні великі обсяги регенераторів і велика кількість повітря, продавлювання якого через розчин пов'язано з великими енергетичними затратами.

*Переваги процесу* – глибоке очищення газу від сірководню і повне вивільнення ціаністого водню. При двоступеневому очищенні залишковий вміст сірководню в очищеному газі може не перевищувати 0,01-0,03 г/м<sup>3</sup>. За аміачним методом спрощується експлуатація і поліпшуються умови праці, оскільки процес відбувається не з твердою содою, а з транспортабельною аміачною водою або газоподібним аміаком. Разом з тим застосування аміаку викликає ускладнення схеми, пов'язане з летючістю аміаку і необхідністю його уловлювання як після скрубєрів, так і після регенераторів.

На рисунку 1.7 наведена принципова схема очищення коксового газу від сірководню миш'яково-содовим методом.

Для уловлювання сірководню з коксового газу застосовуються скрубєри з дерев'яною хордовою насадкою діаметром 4,5-6,0 м, висотою 25,94-31,20 м, робочою поверхнею 15000 - 36750 м. Скрубєри виготовляються з листової вуглецевої сталі. Для подачі зрошення скрубєри обладнані форсунковим пристроєм. Нижня частина скрубєра служить перетічним збірником.

Для регенерації поглинального розчину застосовують регенератор, який представляє собою порожнистий циліндр діаметром 2,5 м, висотою 42,0 м. Верхня частина регенератора розширена і служить для збору сірчаної піни. Розчин подається в нижню частину регенератора і виводиться зверху, піна відводиться через спеціальну кишеню в пінозбірник. Повітря в регенератор



1 – електрофільтр; 2 – краплеуловлювач; 3 – гідрозатвор; 3 – сірчистий скруббер; 5, 16 – насоси; 6 – паровий підігрівач; 7 – розподільний бак; 8 – пінозбірник; 9 – регенератор; 10 – регулятор рівня піни; 11 – ресивер; 12 – холодильник; 13 – компресор; 14 – фільтр; 15 – збірник фільтрату; 17 – вакуум-насос; 18 – вакуум-ресивер; 19 – вакуум-збірник; 20 – вакуум-фільтр; 21 – приймальний бункер

Рисунок 1.7 – Принципова схема очищення коксового газу від сірководню миш'яково-содовим методом [2]

подається через барботер в нижню частину, а відпрацьоване повітря відводиться через штуцер, розташований на його кришці. Час перебування розчину в регенераторі 45-50 хв. при концентрації в ньому  $As_2O_3$  10 кг/м і 70-80 хв. при концентрації, рівній 15-16 кг/м. Для інтенсифікації очищення коксового газу від сірководню миш'яково-содовим методом застосовують більш ефективні скрубери з плоскопаралельною і гратчастою насадкою, що дозволяє значно поліпшити техніко-економічні показники установки.

## 2 ДОСЛІДНИЦЬКА ЧАСТИНА

На основі виконаного аналізу методів очистки коксового газу від сірководню, можна зробити висновок, що для очистки коксового газу з середнім та високим вмістом сірководню, як це буває на заводах, де коксують донецьке високосірчате вугілля, найбільш доцільним є використання у якості абсорбенту етанол амін [4-6]. Така технологія забезпечує поглинання сірководню навіть у присутності оксиду вуглецю (IV).

Найбільш відомими етаноламінами, що застосовуються у процесах очищення є моно-, ді- і триетаноламіни, або їх суміш. Іноді використовують метилдіетаноламін [7].

Для виділення  $H_2S$  і  $CO_2$  на ПАТ "ЄВРАЗ ДКХЗ" застосовують розчин моноетаноламіну (МЕА) [8]. Хімічна формула  $NH_2C_2H_4OH$ , це первинний амін, температура кипіння  $170^\circ C$ , густина  $1,015 \text{ г/дм}^3$ .

Технологія очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну при відповідному апаратурному оформленні забезпечує вміст сірководню в очищеному газі до  $0,02 \text{ г/м}^3$ , що не тільки відповідає найжорсткішим сучасним екологічним нормативам, а й задовольняє вимогам, що пред'являються до газу для побутового споживання. А також застосування саме МЕА обумовлено його відносно низькою вартістю, високою реакційною спроможністю, а також легкістю регенерації забруднених розчинів.

Недоліками МЕА є висока його корозійна активність, тому використовують його у якості 10-20% водного розчину. Низька концентрація розчину зумовлює великі об'єми циркулюючого у замкненому циклі абсорбенту, а отже – високі витрати енергії на прокачування розчину.

Існує значна кількість схем моноетаноламінової очистки газових сумішей від сірководню. Однією з найпростіших є одноступенева однопоточна під атмосферним тиском. Така схема забезпечує очищення газу від  $H_2S$  та  $CO_2$  на 85-90 % [4]. Негативним фактором процесу є корозія.

Кінцевими продуктами взаємодії  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  з МЕА є сульфіді і гідросульфіді, карбонати та гідрокарбонати моноетаноламонію.

Найбільш раціональним способом абсорбції сірководню із коксового газу є абсорбція водним розчином моноетаноламіну з концентрацією до 5 моль/л (2,5 моль/л). Оптимальною температурою можна вважати 25-50° С. Ступінь перетворення моноетаноламіну в карбонати і сульфіді не повинна перебільшувати 0,5 моль/моль.

## **2.1 Технологічна схема очистки коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіном**

В основу технологічного процесу очищення розчином моноетаноламіна (МЕА) закладений процес хемосорбції. Поглинання сірководню з коксового газу здійснюється за рахунок хімічної реакції, а також за рахунок фізичної абсорбції, що в свою чергу збільшує ступінь карбонізації розчину моноетаноламіна і тим самим зменшує енерговитрати за рахунок зменшення кількості циркулюючого в системі розчину. Фізико-хімічні властивості МЕА забезпечують можливість багаторазового використання розчину з урахуванням регенерації і часткового оновлення за рахунок виведення 2% циркулюючого розчину на розгонку і заміну його свіжим розчином. Моноетаноламіновий метод дозволяє знизити вміст сірководню в коксовому газі з 15 мг/нм<sup>3</sup> до 0,5 мг/нм<sup>3</sup> [7].

Для процесу очищення розчином МЕА характерні наступні особливості:

- можливість уловлювання при низькому парціальному тиску газу, що очищується;
- досягнення вельми тонкого очищення в один ступінь;
- відносно низька циркуляція розчину і мала витрата електроенергії;
- унаслідок різкого зменшення розчинності із зростанням температури регенерація відпрацьованого розчину проводиться шляхом нагрівання.

Суть методу полягає в тому, що газ, який підлягає очищенню від  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$ , промивається 15% -ним водним розчином моноетаноламіна; при цьому

відбувається зв'язування  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$ .

При кип'ятінні насиченого розчину реакції йдуть у зворотному напрямку з виділенням з розчину поглинених «кислих» газів.

Крім основних реакцій, в зв'язку з присутністю в коксовому газі ціаністого водню і кисню в процесі утворюються побічні сполуки, що не регенеруються чи важко регенеруються МЕА, які руйнуються при безперервній розгонці під тиском регенерації в апараті – смоловиділення.

Основне технологічне обладнання розраховане на обробку до 70,0 тис.  $\text{нм}^3/\text{год}$ . коксового газу з вмістом сірководню до  $15\text{г}/\text{нм}^3$  [8].

Процес очищення і регенерації проводиться в апаратах колонного типу з високими кінетичними показниками, що досягаються за рахунок збільшення поверхні контакту газу і рідини шляхом установки спеціальних масообмінних пристроїв вихрового типу (абсорбер) і сітчастих тарілок (регенератор).

Принципова схема технологічного процесу очищення коксового газу від сірководня розчином моноетаноламіна наведена на рисунку 2.1 [8].

Коксовий газ після бензолових скрубєрів прямує на уловлювання в абсорбер 2, усередині якого поміщено два масообмінних пакета вихрового типу.

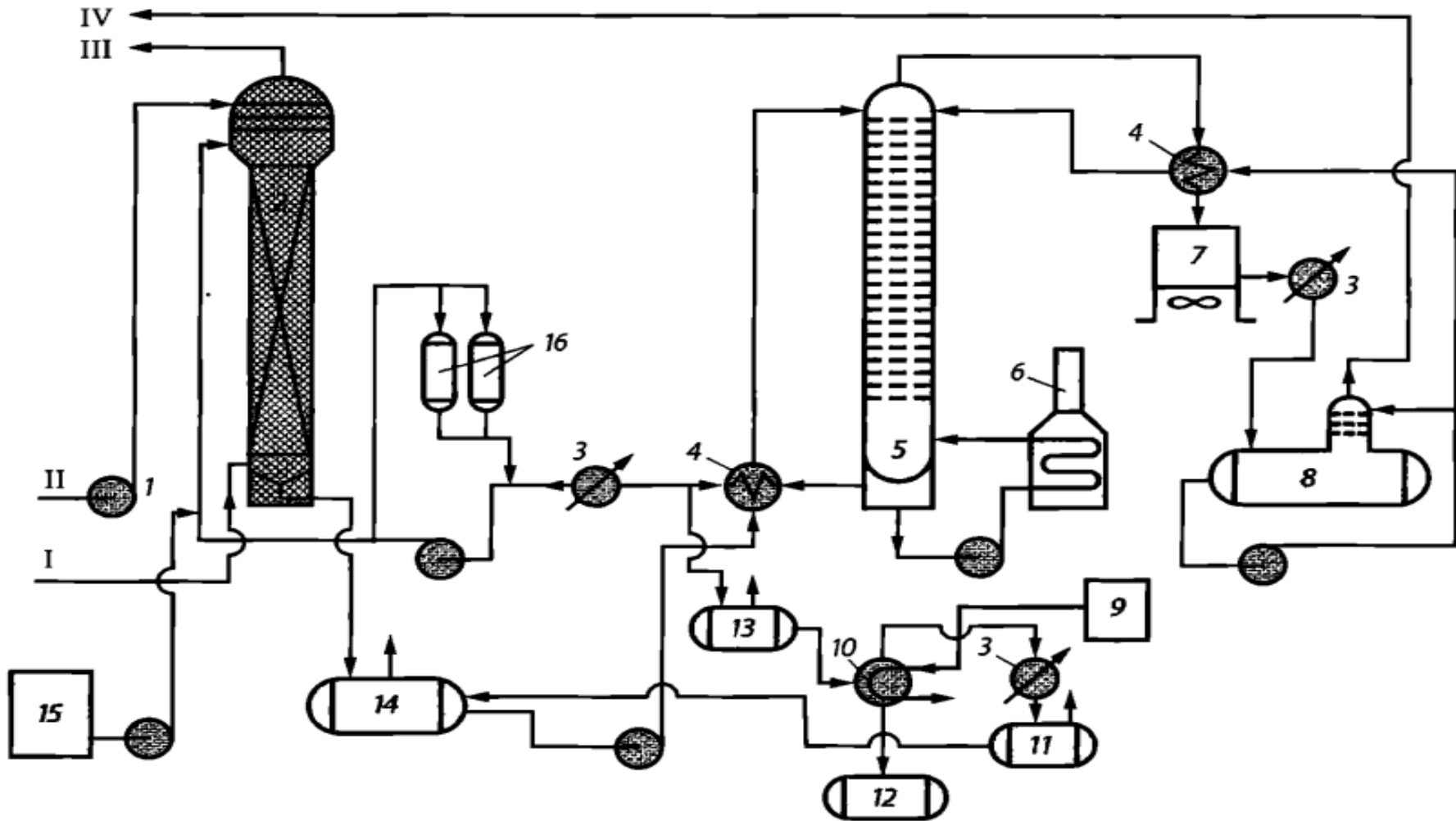
На зрошення з місткості 15 насосом подається 15% розчин МЕА. Розчин подається двома регульованими потоками (на кожен пакет).

Очищений газ з абсорбера 2 поступає в колектор коксового газу, що йде на спалювання в коксових батареях або котельній.

Розчин моноетаноламіну, насичений  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$ , поступає в куб абсорбера, звідки через гідрозатвор стікає в ємність 14. Місткість так само виконує функцію збірки при зупинці абсорбера на ремонт. З місткості 14 насичений розчин насосом через рекуперативні теплообмінники 4, де нагрівається до  $100^\circ\text{C}$  рекуперативним теплом регенованого розчину прямує в регенератор 5.

Кислі газу, що виділилися з розчину при проходженні через регулятор рівня, відділяються в повітряний конденсатор 7. Газу з нього прямують на 10 тарілку регенератора, а розчин на 18. Тепло, необхідне для регенерації, забезпечується конденсацією насиченої водяної пари в трубчатій печі 6. .





1 – насос-дозатор; 2 – абсорбер; 3 – холодильники; 4 – теплообмінники; 5 – регенератор; 6 – трубчаста піч; 7 – повітряний конденсатор; 8 – сепаратор газ-рідина; 9 – ємність розчину лугу; 10 – куб для відгону моноетаноламіну; 11 – збірники дистильованого розчину; 12 – збірник для нерегенерованого продукту; 13, 14 – відповідно проміжний збірник і збірник насиченого розчину моноетаноламіну перед відгонкою; 15 – ємність свіжого розчину моноетаноламіну; 16 – фільтри; I, III – відповідно вихідний і очищений коксовий газ; II – конденсат водяної пари (пом'якшена вода); IV – сірководневий газ для виробництва сірчаної кислоти

Рисунок 2.1 – Принципова схема технологічного процесу очищення коксового газу від сірководня розчином моноетаноламіна [8]

Перегріта пара з мережі заводу подається на РОУ, куди на уприскування для охолодження подається паровий деаеріований конденсат 7. З РОУ насичена пара підводиться в кип'ятильник, а паровий конденсат з кип'ятильника, пройшовши сепаратора, повертається в мережу заводу. Кількість пари, що подається, на кип'ятильник регулюється автоматично. Процес регенерації проводиться при тиску 0,07 МПа. Карбонізація розчину міняється від 40 до 10 г/л розчину. Температура внизу регенератора рівна температурі кипіння 15% розчину, що містить 10 г/л поглинених газів.

Парогазова суміш з температурою до 106<sup>0</sup>С, що складається з CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub> і S+H<sub>2</sub>O, прямує з регенератора в конденсатор-холодильник 7, де оборотною водою конденсується волога і охолоджується газорідина суміш до температури 35<sup>0</sup>С. З холодильника 7 суміш прямує в колонку 8, суміщену з сепаратором-збірником, де відбувається відділення газів від рідини з одночасним їх відмиванням флегмою (5% розчин) від понесених крапель моноетаноламіну. Далі кислі гази прямують на виробництво сірки.

Одна частина флегми з куба колони 10 насосом прямує на зрошування в колону 2, інша - в трубопровід насиченого розчину, що йде на регенерацію.

Регенований розчин з куба регенератора з температурою до 120<sup>0</sup>С, віддавши своє тепло в рекуперативних теплообмінниках 4 і охолодившись оборотною водою в холодильнику 3, з температурою 35<sup>0</sup>С стікає в ємність 14. З місткості 14 регенований розчин насосом прямує на абсорбер 2 вузла уловлювання.

Для виведення з розчину нерегенованих комплексів частина його (2% від циркулюючої в системі кількості) виводиться на розгін.

Розчин з температурою 120<sup>0</sup>С з регенератора 5 прямує в смоловіддільник, де за рахунок тепла водяної пари проводиться його розгін. Для розкладання зв'язаного аміну в смоловіддільник додається задана кількість лугу. Процес розгону напівбезперервний і проводиться при тиску регенерації в дві стадії. Тривалість першої стадії залежить від кількості домішок в розчині.

При накопиченні в смоловіддільнику нерегенованих сполук (кубовий залишок) в нього додається вода для зниження в'язкості і можливості

відкачування насосом, а подача розчину на розгін припиняється.

Кубовий залишок відкачують в ємність, звідки у міру накопичення відкачують тим же насосом в пересувну тару для відправки на вузол утилізації. Схемою передбачена можливість зливу кубових залишків з смоловіддільника безпосередньо в пересувну тару.

У вузлі регенерації встановлені місткості свіжого розчину 15 і 10% розчину лугу 9. Приготування цих розчинів проводиться на складі, звідки їх закачують в місткості вузла регенерації. Луг з місткості 9 насосом подається в систему розгону.

Свіжий розчин МЕА з місткостей 15, що працюють поперемінно, насосом подається на підживлення системи в ємність з циркулюючим регенованим розчином 14.

Для підтримки тиску в системі азотного дихання встановлюється дихальний клапан. Стабільна робота вузла азотного дихання і системи КВПіА підтримується за рахунок установки ресіверів азоту і повітря, які працюють за тупиковою схемою. Для виключення попадання в заводську мережу азоту і повітря з установки, на лінії подачі встановлюються зворотні клапани.

Зважаючи на особливості хімізму протікають реакцій, конструкція застосовуваних для МЕА абсорбційних апаратів, на відміну від вакуум-карбонатного і аміачного способів очищення, не повинна забезпечувати обмеження тривалості контакту газової і рідкої фаз. За проектом ФЦХТ АІНУ [8], абсорбція проводиться в апараті колонного типу з високими кінетичними показниками, які досягаються за рахунок збільшення поверхні контакту фаз шляхом установки спеціальних масообмінних пристроїв. Конструкція абсорбера вихрового типу вперше буде застосована для очищення коксового газу від сірководню і на даний момент в коксохімічній промисловості аналогів не має.

В таблиці 2.1 наведено норми технічного режиму роботи моноетаноламінової очистки коксового газу від сірководню [8].

Таблиця 2.1 – Норми технічного режиму моноетаноламінової очистки коксового газу від сірководню [8]

Назва потоків реагентів	Назва технологічних показників			
	Швидкість подавання реагентів	Температура Т, °С	Тиск Р, МПа	Інші показники
Надходження коксового газу на абсорбер	15-60 тис. м <sup>3</sup> /год на один абсорбер	До 50	0,035	Коксовий газ очищується від Н <sub>2</sub> S і СО <sub>2</sub> на 85-99 %. Вміст в очищеному коксовому газі Н <sub>2</sub> S ≤ 300 см <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> , СО <sub>2</sub> ≤ 700 см <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>
Надходження розчину на абсорбер	100-190 м <sup>3</sup> /год на один абсорбер	35-50	0,4-0,5	Концентрація розчину ≥ 100 г/дм <sup>3</sup> МЕА
Надходження розчину на відгінну колону	100-190 м <sup>3</sup> /год	На вході 80-90, на виході 120-125	0,05-0,12	–
Охолодження парогазової суміші у конденсаторі	5000-5500 м <sup>3</sup> /год парогазової суміші	На вході 100-110, на виході 30-50	0,05-0,12	–
Подання пару у кип'ятильник	8-9 т	170-180	0,15-0,4	–
Надходження кислих газів на дільницю мокрого каталізу	1800-3180 м <sup>3</sup> /год	30-50	0,05-0,12	Вміст в кислих газах: Н <sub>2</sub> S – 40-45 %об СО <sub>2</sub> – 53-55 %об Н <sub>2</sub> О – 2-3 %об

## 2.2 Характеристика цеху очистки коксового газу від сірководню

### 2.2.1 Етапи виробництва

На очищення коксовий газ поступає з існуючого колектора після бензольних скрубєрів. Реагентами є моноетаноламін і їдкий натр.

На складі готуються 15% (об'єм.) розчин моноетаноламіна і 10% (об'єм.) розчин лугу шляхом розбавлення хїмочищенню водою концентрованих розчинів. Приготовані розчини перекачуються у вузол регенерації по трубопроводах.

Характеристика енергоресурсів приведена в таблиці 2.2.

З мереж заводу (котельна №2) поступає перегріта водяна пара з параметрами: тиск  $P=0,6-1,2$  МПа і температура  $230-300^{\circ}$  С.

Для приведення цих параметрів до потрібних у вузлі регенерації встановлена редуційно-охолоджувальна установка продуктивністю 15т/год вторинної пари.

Оборотна вода необхідної якості (див. таблицю 2.2) і параметрів ( $t= 280$ С;  $P=0,4$ МПа) поступає на вузол регенерації із водооборотного циклу. Зворотна оборотна вода з температурою  $t= 35^{\circ}$  С і тиском  $P=0,2$  МПа повертається на ВОЦ.

Газоподібний азот використовується для створення інертної атмосфери в ємностях з моноетаноламіном з метою захисту його від кисню повітря. Азот тиском 0,6 МПа поставляється на установку з мереж заводу. Для отримання азоту для "дихання" на лінії тиск  $P=0,6$  МПа встановлений вузол редукування до тиску  $P=0,04$  МПа.

Хїмочищена вода, використовувана для обприскування перегрітої пари, поступає із заводської установки хїмводоочищення, з якістю, вказаною в таблиці. Можливе використання парового конденсату.

Таблиця 2.2 – Характеристика енергоресурсів [8]

№ п/п	Найменування	ГОСТ ТУ	Найменування показників обов'язкових для перевірки	Параметри	Примітки
1	Пара водяна		Тиск, температура	0,6-2,1Мпа 230-300 <sup>0</sup> С	З котельні №2 заводу
2	Вода оборотна		Загальна жорсткість, значення рН, зважені речовини	3,5-4,0 мг-екв/л; 7,5-8; 5-10мг/л	З власного водо-оборотного циклу
3	Повітря на потреби КВПіА	Повітря кл.1 ГОСТ 17433-80	Розмір твердих частинок	Не більше 5мкм	З мереж заводу
5	Вода хімоочищена (паровий конденсат)		Загальна жорсткість	0,24 мг-екв/л	З мереж заводу
6	Електроенергія		Напруга, частота	380/220 50Гц	

### 2.2.2 Готова продукція

Сировиною для отримання готової продукції цеху очистки коксового газу від сірководню є стандартний коксовий газ, що виділяється на коксохімічному виробництві при коксуванні донецького вугілля в динасових печах.

Продукцією цеху очистки коксового газу від сірководню є газ коксовий очищений, інгібітор-деемульгатор ОР-2К, інгібітор корозії С-5У і сірчана кислота.

*Коксовий газ* – без кольору, зі специфічним запахом, горить та у певному співвідношенні з повітрям вибухає. Вміщує до 60% водню, 25% метану. Газ токсичний через наявність в ньому окису вуглецю (II), сірководню та ціанистого водню. Густина коксового газу при 0° С та 101,1 кПа дорівнює 0,4011 кг/м<sup>3</sup>, фактична калорійність складає 17000 кДж/м<sup>3</sup>. Характеристика коксового газу як готової продукції виробництва приведена в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Характеристика готової продукції виробництва [8]

№ п/п	Найменування	ГОСТ ТУ	Найменування показників обов'язкових для перевірки	Кількість	Примітки
1	Коксовий газ		сірководень	Не більше 0,5г/м <sup>3</sup>	На спалювання у коксових батареях

Коксовий газ після очистки містить не більше 300 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S, не більше 700 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>. Очищений коксовий газ тиском 800 -700мм.вод.ст. і температурою 30-40<sup>0</sup>С поступає в існуючий колектор коксового газу, що йде на опалювання коксових батарей і в котельню. Після очистки коксовий газ використовується для потреб ВАТ "ДКХЗ" як енергетичне паливо.

*Інгібітор-деемульгатор ОР-2К* виготовляється згідно ТУ 113-03-7-79. Він являє собою рідину темного кольору зі специфічним запахом. Густина при нормальних умовах дорівнює 1,3 г/см<sup>3</sup>, коефіцієнт гальмування при 80° С повинен складати не менше 12. Виробляють інгібітор-деемульгатор ОР-2К шляхом механічного змішування кубових залишків КМА та інгібітору ХОСП-10. Інгібітор-деемульгатор ОР-2К застосовується для захисту обладнання нафтових і газових свердловин на виробництвах нафтогазової промисловості.

*Інгібітор корозії С-5У* виготовляється по ТУ 113-03-7-21-79. Він являє собою рідину темного кольору, питома вага не більше  $1,3 \text{ г/см}^3$ . Коефіцієнт гальмування при  $80^\circ \text{ С}$  повинен складати не менше 16. Для виготовлення інгібітору С-5У використовуються кубові залишки КМА та уротропін у співвідношенні 8:1. Інгібітор корозії С-5У застосовується для захисту металів від корозії в кислих середовищах при травленні прокату чорних металів.

*Сірчана кислота* технічна І сорт виготовляється згідно ГОСТ 2184-77.

### **2.2.3 Відходи цеху очистки коксового газу від сірководню**

В процесі очистки коксового газу від сірководню виділяються газоподібні, рідкі та тверді відходи. Норми утворення відходів очищеного коксового газу наведено в таблиці 2.4.

У результаті регенерації розчину МЕА з'являються "кислі гази" (сірководневий газ), що використовується як сировина у відділенні отримання рідкої сірки. З вузла регенерації "кислі гази" по трубопроводу прямують у відділення отримання сірки. Кубовий залишок автотранспортом відправляється на утилізацію спільно з вугільною шихтою при коксуванні.

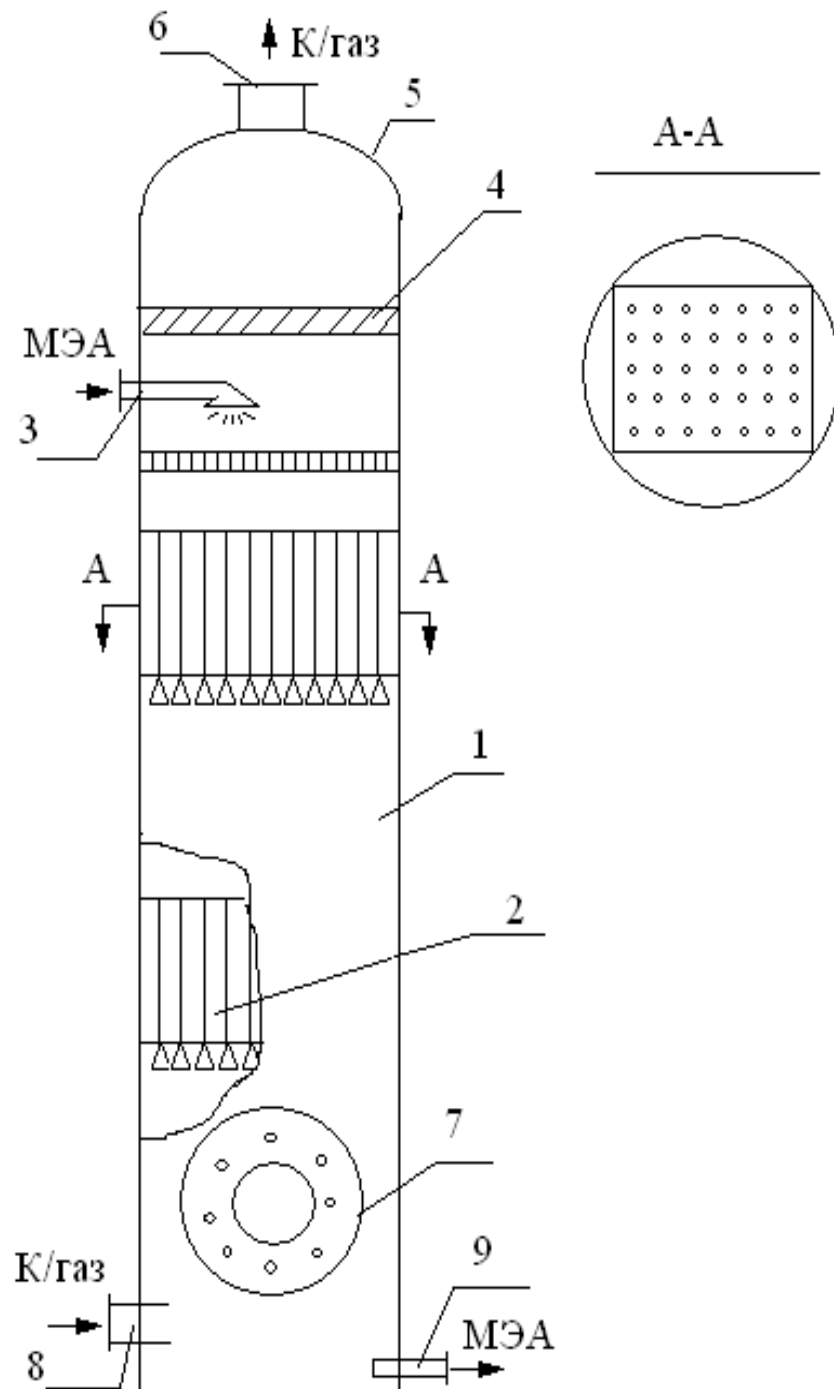
### **2.3 Основне технологічне обладнання**

*Абсорбер* призначений для абсорбції сірководню та оксиду вуглецю (IV) із коксового газу розчином моноетаноламіну [2, 7, 8]. Він представляє собою вертикальний апарат циліндричної форми вихрового типу, виготовлений з конструкційної сталі 03Х13АГ19. Ескіз апарату наведений на рисунку 2.2. Об'єм апарату складає  $346 \text{ м}^3$ , висота абсорбера – 20700 мм, діаметр – 3200 мм. Тиск в абсорбері 0,03 МПа, температура –  $40\text{-}50^\circ \text{ С}$ . В середині апарату встановлено два яруси трубних решіток, в нижній частині ярусу на виході з кожної труби встановлені форсунки, призначенні для розбризкування стікаючого із труби розчину МЕА.



Таблиця 2.4 – Щорічні норми утворення відходів на 1000 м<sup>3</sup> очищеного коксового газу [8]

Найменування відходу, склад, апарат, стадія утворення	Напрямок використання, метод очистки або утилізації	Норми утворення відходів
Газоподібні		
Кислі гази, що містять: H <sub>2</sub> S - 40-45% CO <sub>2</sub> – 53-55% H <sub>2</sub> O – 2-3%	Використовується у виробництві сірчаної кислоти методом мокрого каталізу	26-35 м <sup>3</sup>
Рідкі		
Кубові залишки (КМА), що містять: NaOH – 2-10% NaCNS – 5-12% N <sub>заг</sub> – 3-7%	Використовується для приготування інгібітора-деемульгатора ОР-2К, інгібіторів корозії С-5У та СДЛ-1	0,0002 кг
Рідкі		
Стічні води, що містять: CNS <sup>-</sup> – 10 мг/л CN <sup>-</sup> – 1,5 мг/л S <sup>2-</sup> – 5,0 мг/л Нафтопродукти – 4,4 мг/л	Направляються на біологічну очистку	0,6-1,0 м <sup>3</sup>
Тверді відходи		
Шлам після очистки теплообмінної апаратури	Вивозиться на смітник	Не нормується



1 – корпус; 2 – трубчатка; 3 – патрубок для входу МЭА; 4 – бризковловлювач;  
 5 – кришка; 6 – патрубок для виходу газу; 7 – технологічний люк; 8 – патрубок  
 для входу газу; 9 – патрубок для виходу МЭА

Рисунок 2.2 – Вертикальний абсорбер вихрового типу [2]

Таким чином, апарат працює режимі псевдокраплинного шару, коли забезпечуються умови масообмінних процесів з максимальною поверхнею контактуючих фаз. Перевагою запропонованого абсорбера перед тарілчастим з решітчастими тарілками, який використовується на діючих установках є значно нижчий гідравлічний опір (для тарілчастого – 200 мм вод. ст., для запропонованого (форсуночного – 50 мм вод. ст.). Коефіцієнт масопередачі для обох абсорберів практично однаковий.

Основними конструктивними елементами абсорбера є: корпус 1, всередині апарата змонтовані два яруси трубних решіток 2. У верхній частині апарата встановлений бризковловлювач 4, призначений для унеможливлення виносу з апарата газовим потоком крапель розчину МЕА. Інтенсивне розбризкування розчину МЕА досягається за допомогою форсунок, встановлених внизу кожної труби [2].

*Регенератор тарілчастий*, або відгінна колона призначений для регенерації насиченого розчину моноетаноламіну і виділення з нього кислих газів. Вона представляє собою апарат тарілчастого типу, який виготовлений з конструкційної сталі 12х18Н10Т. Відгінна колона наведена на рисунку 2.3

Регенератор забезпечує регенерацію 17 % - вого розчину МЕА від 55-60 до 16-20 г/дм<sup>3</sup>, а 22-23 % - вого розчину до 28-33 г/дм<sup>3</sup>. Температура насиченого розчину складає 78°C, температура у верхній частині апарата приблизно 102°C, в нижній приблизно 115°C. Швидкість рідини в переливах складає 0,1-0,2 м/с.

Розміри відгінної колони [8]: діаметр 1800 мм, висота 23070 мм; в середині встановлено 27 сітчастих тарілок.

У відгінних колонах здійснюється ступеневий контакт при русі рідини і газу в режимі притоку: газо-парова суміш надходить в нижню частину колони і відходить зверху; рідина підводиться зверху і виходить знизу. На кожній тарілці здійснюється перехресний рух фаз, за рахунок якого здійснюється інтенсивний масообмін між фазами, у наслідок чого із насиченого розчину МЕА десорбують кислотні гази, в першу чергу сірководень [2].

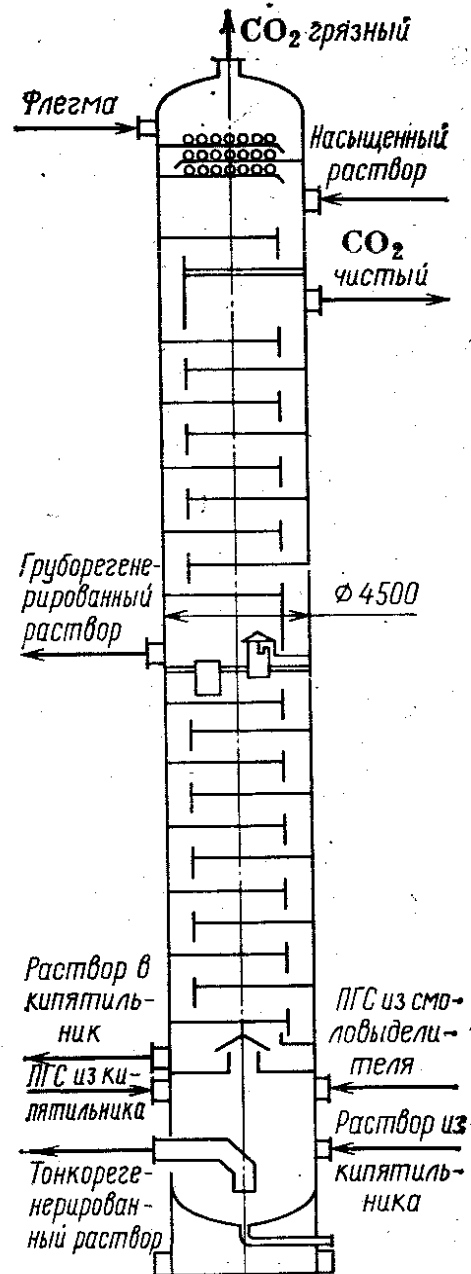


Рисунок 2.3 – Регенератор тарлчастий [2]

*Реактор – окисловач з горілкою* – сталый циліндричний апарат, внутрішня стінка футерована вогнестійкою цеглою. Обладнаний двома горілками, одна для спалювання  $H_2S$ , друга для спалювання коксового газу.

Габарит: діаметр - 1200мм, висота загальна - 3500мм.

Робочі умови: температура- 800 – 1000° С ; Матеріал-Вст3 [2, 8].

*Реактор каталітичний* [2, 8] – сталый циліндричний вертикальний

апарат, заповнений каталізатором. Вага каталізатору – 2,0 т. Габарит: діаметр - 1800мм; висота - 2500мм.

Робочі умови: температура першої ступені - 250 – 300° С; температура першої ступені - 130 – 250° С; Температура рідкої сірки – 120-130 ° С.

Апарат ізолюється. Матеріал - низьколегована сталь.

*Кристалізатор* [2, 7]. Рідку сірку з складу реагентів (або напямую, минаючи склад реагентів) по трубопроводу подають до відділення виготовлення твердої сірки, де вона поступає в ванну барабанного кристалізатора.

У процесі кристалізації утворюється тверда чешуйчата сірка, яка з барабана кристалізатора зрізується ножем. Барабан охолоджується оборотною водою з ВОЦ. Зрізана тверда сірка за допомогою шнека, розташованого під барабаном кристалізатора, подається на стрічковий реверсивний конвейер закритого типу. Далі тверда сірка поступає по конвейеру в бункера-накопичувачі. З бункерів-накопичувачів тверда сірка за допомогою гнучкого рукава завантажується до напіввагону для відправки користувачу.

Габарит [8]:

- діаметр барабана - 1000 мм;
- довжина барабана - 1000 мм;
- швидкість обертання барабана, об/хв. - 3...12;
- швидкість обертання шнеку, об/хв. – 18;
- поверхня кристалізації м<sup>2</sup>- 3,2;
- потужність по сірі, кг/год. – 750...1000

Робочі умови: температура на вході - 130 – 170° С; температура на виході - 80° С; температура на виході з шнека - 50° С;

Матеріал - сталь Вст3. Маса, кг – 3418.

## 2.4 Матеріальні розрахунки процесу моноетаноламінової очистки коксового газу від сірководню

Для розрахунку процесу абсорбції сірководню та оксиду вуглецю прийнято наступні вихідні дані [8]:

Продуктивність по газу, м<sup>3</sup>/год. - 68 750

Ступінь очищення % (об) - 98

Склад коксового газу, що подається на очищення, % (об):

H <sub>2</sub> S	1,1
CO <sub>2</sub>	1,6
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	2,3
O <sub>2</sub>	0,7
H <sub>2</sub>	60,6
CH <sub>4</sub>	25,9
CO	5,6
N <sub>2</sub>	2,2
Разом:	100

Вміст HCN в коксовому газі - 0,54 г/м<sup>3</sup>,

Вміст органічних сірчистих сполук в коксовому газі - 700 мг/м<sup>3</sup>.

Об'ємні витрати компонентів коксового газу визначаються за формулою [9]:

$$V_i = \omega \cdot n_i \quad (2.1)$$

де  $\omega$  – кількість коксового газу, м<sup>3</sup>/год;

$n_i$  – об'ємна частка компоненту в газі.

Кількість газу, що поглинулася розчином моноетаноламіну:

$$V_{CO_2} = 68\,750 * 0,016 * 0,98 = 1078 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V_{H_2S} = 68\,750 * 0,011 * 0,98 = 741 \text{ м}^3/\text{год}$$

Кількість газів, що залишилися у коксовому газі після першого ступеню очищення:

$$V'_{CO_2} = 68\,750 * 0,016 - 1078 = 22 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$V'_{H_2S} = 68\,750 * 0,011 - 741 = 15 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Склад коксового газу після очищення зведено в таблицю 2.5.

Таблиця 2.5 – Матеріальний баланс першого ступеню очищення

Компоненти	Прихід		Розхід	
	% (об)	м <sup>3</sup> /год.	% (об)	м <sup>3</sup> /год
H <sub>2</sub> S	1,1	756	0,021	15
CO <sub>2</sub>	1,6	1100	0,032	22
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	2,3	1581	2,3	1581
O <sub>2</sub>	0,7	481	0,7	481
H <sub>2</sub>	60,6	41663	60,6	41663
CH <sub>4</sub>	25,9	17807	25,9	17807
CO	5,6	3850	5,6	3850
N <sub>2</sub>	2,2	1512	2,2	1512
Разом	100	68750	97,353	66931
CO <sub>2</sub>	-	-	1,568	1078
H <sub>2</sub> S	-	-	1,079	741
Всього	100	68750	100	68750

Ступінь виділення моноетаноламіну за даними установки складає 60% [8, 10]. За даними дослідження ЦЗЛ і цехової лабораторії ПРАТ "ЕВРАЗ Баглійкокс" [10] приблизно 86% ціанистого водню зв'язує моноетаноламін у важко регенеровані сполуки за реакціями.

Таким чином, втрати моноетаноламіну  $C_{\text{МЕА}}$ , м<sup>3</sup>/год складуть [9]:

$$C_{\text{МЕА}} = \frac{n_{\text{HCN}} \cdot 0,86}{M_{\text{HCN}} \cdot \rho_{\text{МЕА}}} \cdot M_{\text{МЕА}} \cdot 0,4\omega, \quad (2.2)$$

де  $n_{\text{HCN}}$  – масова частка HCN в коксовому газі, г/м<sup>3</sup>;

$M_{\text{HCN}}$  – молярна маса HCN, г/моль;

$M_{\text{МЕА}}$  – молярна маса моноетаноламіну, г/моль;

0,4 – коефіцієнт, що враховує втрати МЕА при вакуум-розгонці;

$\rho_{\text{МЕА}}$  – густина моноетаноламіну, кг/м<sup>3</sup>;

$$C_{\text{МЕА}} = \frac{0,54 \cdot 0,86}{27 \cdot 993 \cdot 1000} \cdot 61 \cdot 0,4 \cdot 68750 = 0,029 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Органічні сірчисті сполуки знаходяться в коксовому газі у вигляді CS<sub>2</sub> і COS, зв'язують моноетаноламін у важкорегенеровані сполуки. Відомо, що з усієї кількості органічних сірчистих сполук поглинається приблизно 76 мг/м<sup>3</sup>

[8, 10]. Співвідношення  $\text{CS}_2$  і  $\text{COS}$  складає 9:1. Ступінь виділення моноетаноламіну дорівнює 41-48 % [9].

Прийнято для розрахунку ступінь виділення 45%. Таким чином, втрати моноетаноламіну складуть:

$$C_{\text{MEA}} = \frac{n_{\text{CS}_2}}{M_{\text{CS}_2} \cdot \rho_{\text{MEA}}} \cdot M_{\text{MEA}} \cdot 2 \cdot 0,55 \cdot \omega, \quad (2.3)$$

де  $n_{\text{CS}_2}$  – масові витрати  $\text{CS}_2$ , що бере участь в реакції, г/м<sup>3</sup>;

$M_{\text{CS}_2}$  – молярна маса  $\text{CS}_2$ , г/моль;

0,55 – коефіцієнт, що враховує втрати МЕА при вакуум-розгонці.

Масові витрати  $\text{CS}_2$  складають 90% від всієї маси сірчистих органічних сполук. Тобто:

$$n_{\text{CS}_2} = \frac{76 \cdot 0,9}{1000} = 0,0684 \text{ г/м}^3;$$

$$C_{\text{MEA}} = \frac{0,0684}{76 \cdot 993 \cdot 1000} 61 \cdot 2 \cdot 0,55 \cdot 68750 = 0,004 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Втрати моноетаноламіну складуть:

$$C_{\text{MEA}} = \frac{n_{\text{COS}}}{M_{\text{COS}} \cdot \rho_{\text{MEA}}} \cdot M_{\text{MEA}} \cdot 2 \cdot 0,55 \cdot \omega \quad (2.4)$$

де  $n_{\text{COS}}$  – масові витрати  $\text{COS}$ , що бере участь в реакції, г/м<sup>3</sup>;

$M_{\text{COS}}$  – молярна маса  $\text{COS}$ , г/моль.

Масові втрати  $\text{COS}$  складають 10% від всієї маси сірчистих органічних сполук [9]. Тобто:

$$n_{\text{COS}} = \frac{76 \cdot 0,1}{1000} = 0,0076 \text{ г/м}^3;$$

$$C_{\text{MEA}} = \frac{0,0076}{60 \cdot 993 \cdot 1000} 61 \cdot 2 \cdot 0,55 \cdot 68750 = 0,00058 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Загальні втрати моноетаноламіну на вакуум-розгонці складуть:

$$C_{\text{розг}} = 0,029 + 0,004 + 0,00058 = 0,0335 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Втрати моноетаноламіну за рахунок виносу з коксовим газом, парогазовою сумішшю та механічні втрати складають 0,1 кг на 1000 м<sup>3</sup> газу [8, 10]. Тоді для 68750 м<sup>3</sup>/год. коксового газу:



$$C_{\text{мех}} = \frac{0,1 \cdot 68750}{1000 \cdot 993} = 0,0069 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Загальні втрати моноетаноламіну складуть:

$$C_{\text{заг}} = C_{\text{розг}} + C_{\text{мех}} = 0,0335 + 0,0069 = 0,040 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Умовно прийнято всі кислі гази за оксид вуглецю (IV).

Парціальний тиск кислих газів в коксовому  $P_{\text{КГ}}$ , мм рт.ст., що подається на очищення, обчислюємо за формулою:

$$P_{\text{КГ}} = \frac{n_{\text{CO}_2} + n_{\text{H}_2\text{S}}}{100} \cdot P, \quad (2.5)$$

де  $n_{\text{CO}_2}$ ,  $n_{\text{H}_2\text{S}}$  – вміст  $\text{CO}_2$  і  $\text{H}_2\text{S}$  у коксовому газі, що подається на очищення, %(об);

$P$  – загальний тиск газу, мм рт.ст.

$$P_{\text{КГ}} = \frac{1,6 + 1,1}{100} \cdot 221,3 = 5,98 \text{ мм рт.ст.}$$

Середня температура в абсорбері становить  $45^\circ\text{C}$ .

Визначено рівноважну поглинальну здатність 15% (2,5 мольного) розчину моноетаноламіну [11]:

$$\alpha = K \cdot P_{\text{КГ}}^m \quad (2.6)$$

де  $K$ ,  $m$  – коефіцієнти, що залежать при даній температурі від концентрації МЕА [11];  $K=0,398$ ;  $m=0,088$

$$\alpha = 0,398 \cdot 5,98^{0,088} = 0,46 \text{ моль } \text{CO}_2/\text{моль МЕА},$$

$$\text{або } 0,46 \cdot 22,4 \cdot 2,5 = 25,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Дійсну поглинальну здібність 15% розчину прийнято 43 % від рівноважної, що складає:

$$25,76 \cdot 0,43 = 11,077 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

З літературних джерел [9] відомо, що вміст  $\text{CO}_2$  в регенованому МЕА складає 0,05 моль  $\text{CO}_2$ /моль МЕА, або:

$$0,05 \cdot 22,4 \cdot 2,5 = 2,8 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Кількість поглинутих кислих газів, віднесених до 1  $\text{м}^3$  розчину складе:

$$11,077 - 2,8 = 8,277 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Кількість моноетаноламіну для поглинання кислих газів (в перерахунку на CO<sub>2</sub>) складе:

$$\frac{1078+741}{8,277} = 219,76 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Результати розрахунків занесені в таблицю 2.6 матеріального балансу абсорбції.

Таблиця 2.6 – Матеріальний баланс абсорбції

Компоненти	Прихід		Компоненти	Розхід	
	%(об)	м <sup>3</sup> /год		%(об)	м <sup>3</sup> /год
Коксовий газ	99,68	68750	Коксовий газ	97,04	66930,9
МЕА	0,32	219,76	Кислі гази	2,64	1819
			МЕА (циркуляція)	0,32	219,76
			Втрати МЕА	–	0,039
Всього	100	68969,7	Всього	100	68969,7

## 2.5 Розрахунок абсорбера першого ступеню з решітчастими тарілками

Для розрахунку необхідно знати наступні початкові дані [8]:

Кількість газу, V, м <sup>3</sup> /с (19,09м <sup>3</sup> /с = 68750м <sup>3</sup> /год) на один абсорбер	9,5
Температура газу на вході, t <sub>1</sub> , °С	50
Кількість моноетаноламіну, L, м <sup>3</sup> /год	219,76
Співвідношення, L/G, кг/кг	6,7
Густина газу, ρ <sub>Г</sub> , кг/ м <sup>3</sup>	0,45 [2]
Густина моноетаноламіну, ρ <sub>Ж</sub> , кг/ м <sup>3</sup>	993 [2]
Поверхневий натяг, σ, Н/м	46,4·10 <sup>-4</sup> [9]
Коефіцієнт динамічної в'язкості МЕА, μ <sub>Ж</sub> , сПз	0,94 [9]
Коефіцієнт динамічної в'язкості газу, μ <sub>Г</sub> , сПз	0,0127 [2]

Розрахунок ведеться на один апарат – абсорбер.

Обчислено розрахункову швидкість газу у вільному перерізі абсорбера за формулою (2.7) [12]:

$$\omega = \frac{2,31 \cdot V^{0,1112} \cdot F^{0,89} \cdot \rho_{\text{ж}}^{0,472} \cdot \sigma^{0,267} \cdot \gamma^{0,445}}{B^{0,112} \cdot \rho_{\Gamma}^{0,605} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,0712} \cdot \mu_{\Gamma}^{0,0623}} \quad (2.7)$$

де  $\omega$  – швидкість газу, м/с

$$\omega = \frac{2,31 \cdot 9,5^{0,1112} \cdot 0,24^{0,89} \cdot 993^{0,472} \cdot (46,4 \cdot 10^{-4})^{0,267} \cdot (1,4 \cdot 10^{-3})^{0,445}}{0,004^{0,112} \cdot 0,45^{0,605} \cdot 0,94^{0,0712} \cdot 0,0127^{0,0623}} = 1,2 \text{ м/с}$$

Визначено діаметр колони за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} \quad (2.8)$$

де  $D$  – діаметр колони, м

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,5}{3,14 \cdot 1,2}} = 3,175 \text{ м}$$

Прийнято по нормалі, що діаметр дорівнює 3,0 м.

Визначено швидкість газу у вільному перерізі колони:

$$\omega_{\text{роб}} = \frac{4 \cdot 9,5}{3,14 \cdot 3,0^2} = 1,3 \text{ м/с}$$

Скореговано вільний переріз тарілок  $F_{\text{в}}$ , м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup> для забезпечення вибраного оптимального режиму в колоні діаметром 3,0 м за формулою (2.9) [12]:

$$F_{\text{в}} = F \left[ \frac{\omega_{\text{роб}}}{\omega} \right]^{1,125}, \quad (2.9)$$

$$F_{\text{в}} = 0,24 \left[ \frac{1,3}{1,2} \right]^{1,125} = 0,2 \text{ м}^2/\text{м}^2$$

Таким чином, в колоні необхідно встановити трубчатку з вільним перерізом 0,20%.

Визначено швидкість захливання, яка складає 95% від робочої швидкості у колоні

$$\omega_{\text{захл}} = 1,3 \cdot 0,95 = 1,24 \text{ м/с}$$

Визначено величину комплексу захливання:

$$Z_{\text{захл}} = A \cdot (L/G)^n \quad (2.10)$$

де  $A, n$  – коефіцієнти, які залежать від співвідношення  $L/G$ .

$$Z_{\text{захл}} = 6,9 \cdot 10^6 \cdot (6,7)^{1,26} = 7,58 \cdot 10^7 \text{ колони}$$

Опір трубочатки точці захливання визначено за формулою (2.11):

$$\Delta P_{\text{захл}} = 31 \cdot (L/G)^{0,25}, \quad (2.11)$$

де  $\Delta P_{\text{захл}}$  – опір трубочатки у точці захливання, мм вод. ст.

$$\Delta P_{\text{захл}} = 31 \cdot (6,7)^{0,25} = 49,87 \text{ мм вод. ст.}$$

Визначено величину спіненого шару рідини на трубочатці  $H_{\text{П}}$ , мм за формулою (2.12) [12]:

$$H_{\text{П}} = \frac{\Delta P_{\text{захл}}}{\rho_{\text{П}} \cdot \rho_{\text{Ж}}} - \xi \frac{\omega_{\text{захл}}^2 \cdot \rho_{\text{Г}}}{2 \cdot g \cdot F_{\text{в}}^2 \cdot (1 - \tau)^2 \cdot \rho_{\text{П}} \cdot \rho_{\text{Ж}}} \quad (2.12)$$

де  $\rho_{\text{П}}$  – відносна густина вспіненої рідини;

$\xi$  – коефіцієнт опору тарілки;

$\tau$  – частка перерізу трубочатки, яка зайнята стікаючою рідиною,  $\text{м}^2/\text{м}^2$ ;

$g$  – сила тяжіння,  $\text{м}/\text{с}^2$

Коефіцієнт опору трубочатки, знайдено за формулою (2.13):

$$\xi = 1,75 \cdot (1 - F_{\text{в}})^2 \cdot \left[ \frac{B}{\delta} \right]^{0,2}, \quad (2.13)$$

де  $\delta$  – товщина, трубочатки приймаємо  $\delta = 0,002$  м,

$$\xi = 1,75 \cdot (1 - 0,2)^2 \cdot \left[ \frac{0,004}{0,002} \right]^{0,2} = 1,29$$

Частку перерізу, трубочатки, яка зайнята рідиною визначаємо за формулою (2.14):

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{(L/G)^2 \cdot \frac{\rho_{\text{Г}}}{\rho_{\text{Ж}} \cdot \xi \cdot \mu^2}}}{1 + \sqrt[3]{(L/G)^2 \cdot \frac{\rho_{\text{Г}}}{\rho_{\text{Ж}} \cdot \xi \cdot \mu^2}}} \quad (2.14)$$

де  $\mu$  – коефіцієнт витікання рідини,  $\mu = 0,62$ .

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{6,7^2 \cdot \frac{0,45}{993 \cdot 1,29 \cdot 0,62^2}}}{1 + \sqrt[3]{6,7^2 \cdot \frac{0,45}{993 \cdot 1,29 \cdot 0,62^2}}}$$

Відносну густину вспіненої рідини визначено за формулою (2.15):

$$\rho_{\Pi} = 0,24 \cdot (L/G)^{0,14} \quad (2.15)$$

$$\rho_{\Pi} = 0,24 \cdot 6,7^{0,14} = 0,31$$

Тоді висота піни на трубчатці, складає:

$$H_{\Pi} = \frac{49,87}{0,31 \cdot 0,993} - 1,29 \frac{1,04^2 \cdot 0,45}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,2^2 \cdot (1 - 0,26)^2 \cdot 0,31 \cdot 0,993} = 157,26 \text{ мм}$$

Відстань між, трубчатками, при якій виключається перенесення піни з нижньої тарілки на верхню визначено за формулою (2.16):

$$H_{\text{м.т.}} = 2,2 \cdot H_{\Pi} \quad (2.16)$$

$$H_{\text{м.т.}} = 2,2 \cdot 157,26 = 345 \text{ мм}$$

Прийнято відстань між трубчатками 3500 мм. Це зумовлено зручністю чищення, ремонту та інспекції трубчатки. У місцях встановлення люків прийнято відстань між трубчатками 4000 мм.

Число трубчаток, визначено за формулою (2.17) [11]:

$$n = \frac{\lg(1 - \varphi_a)}{\lg(1 - \varphi)}, \quad (2.17)$$

де  $\varphi_a$  – заданий коефіцієнт виділення в абсорбері;

$\varphi$  – коефіцієнт виділення на одній трубчатці.

При  $L = 219,76 \text{ м}^3/\text{год}$ , концентрації кислих газів 2,7 % (об) і ступеню карбонізації 0,15-0,25  $\varphi = 0,105$

Заданий коефіцієнт виділення визначено за формулою (2.18):

$$\varphi_a = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}, \quad (2.18)$$

де  $Y_1$  – вміст кислих газів на вході в абсорбер, % (об);

$Y_2$  – вміст кислих газів на виході із абсорбера, % (об)

$$\varphi_a = \frac{2,7 - 2,08}{2,7} = 0,23$$

Тоді число трубчаток складе:

$$n = \frac{\lg(1 - 0,23)}{\lg(1 - 0,105)} = 2,03$$

Прийнято, що для досягнення заданого коефіцієнту виділення  $n=2$  трубчатки, число відбійних тарілок дорівнює 2, а розподільчих 1. Всього у колоні 3 тарілки і 2 трубчатки.

Опір однієї трубчатки  $\Delta P$ , мм вод. ст. при робочій швидкості газу визначено за формулою (2.19) [10]:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{захл}} \cdot \left( \frac{\omega_{\text{роб}}}{\omega_{\text{захл}}} \right)^2 \cdot \frac{Z}{Z_{\text{захл}}}, \quad (2.19)$$

де  $Z$  – комплекс, який визначається з рисунка IV-2 [12] в залежності від значень  $U$  та  $L/G$ ,

$$\Delta P = 49,87 \cdot \left( \frac{1,09}{1,04} \right)^2 \cdot \frac{5,1 \cdot 10^7}{7,58 \cdot 10^7} = 36,86 \text{ мм вод.ст.}$$

Опір 3 решітчастих тарілок і 2 трубчаток складе:

$$36,86 \cdot 2 = 73,7 \text{ мм вод. ст.}$$

Як відомо з літературних джерел, опір ковпачкових тарілок складає 30-50 мм вод. ст. Для трьох тарілок гідравлічний опір складе:

$$30 \cdot 3 = 90 \text{ мм вод. ст.}$$

Прийнято опір сепараційного простору 100 мм вод. ст.

Прийнято опір газу на вході і виході з абсорбера 100 мм вод. ст.

Таким чином, загальний гідравлічний опір газу в колоні при робочій швидкості газу складе:

$$\Delta P_{\text{заг}} = 73,7 + 90 + 100 + 100 = 363,7 \text{ мм вод. ст.}$$

$$\text{або } 363,7 \cdot 9,81 = 3568 \text{ Па}$$

Визначено висоту колони:

$$H_T = (n+1) \cdot H_{\text{М.Т.}}, \quad (2.20)$$

$$H_T = (2+1) \cdot 3000 = 9000 \text{ мм}$$

По довжині абсорбера передбачається дев'ять люків у решітчастій частині і один біля розподільчої тарілки для зручності чищення та ремонту.

Висота, зайнята люками складе:

$$H_L = n_L \cdot H_{\text{Л.Т.}}, \quad (2.21)$$

де  $n_L$  – число люків;

$H_{ЛТ}$  – відстань між тарілками у місцях встановлення люків, мм

$$H_{Л} = 10 \cdot 600 = 6000 \text{ мм}$$

Відстань між днищем та нижньою тарілкою визначається необхідністю рівномірного розподілу газу по перерізу колони. Звичайно ця відстань складає  $1 \div 1,5 H_T$ . Прийнято висоту нижньої частини колони

$$H_H = 1,5 \cdot 3000 = 4500 \text{ мм.}$$

Відстань від верха тарілки до кришки абсорбера залежить від розмірів розподільчого пристрою для зрошення і від висоти сепараційного простору, в якому встановлено дві відбійні тарілки для попередження бризковиносу.

Прийнято висоту розподільчої тарілки 240 мм, відстань між розподільчою та відбійною тарілкою 400 мм, між відбійними тарілками – 600 мм (з одним люком). Висоту верхньої вільної частини прийнято  $1,45 \cdot H_T$ , тобто

$$1,45 \cdot 3000 = 4350 \text{ мм.}$$

Таким чином, загальна висота верхньої частини абсорбера складе:

$$H_B = 240 + 400 + 600 + 4350 = 5590 \text{ мм}$$

Висоту днища прийнято  $H_D = 0,25 \cdot H_T = 0,25 \cdot 3000 = 750 \text{ мм.}$

Загальна висота колони складе:

$$H_T + H_{Л} + H_H + H_B + H_D = 900 + 6000 + 4500 + 5590 + 750 = 25840 \text{ мм}$$

Висоту опори прийнято 2440 мм.

Тоді, загальна висота апарату складе:

$$25840 + 2440 = 28280 \text{ мм}$$

Результати розрахунків зведено в таблицю 2.7.

Таблиця 2.7 – Основні розрахункові конструктивні параметри абсорбера першого ступеню з решітчастими тарілками

Конструктивні параметри	Розрахункові значення
Діаметр колони, м	3,0
Кількість трубчастих решіток, шт.	2
Кількість решітчастих тарілок, шт.	3
Загальна висота апарату, м	28,280

## **3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ**

### **3.1 Організація охорони праці на підприємстві ПРАТ «Южжокс»**

«Організація охорони праці на підприємстві – це цілісна система правил і нормативних вимог, що регламентують права, обов'язки та повноваження суб'єктів виробничого процесу, порядок підтримання безпечного рівня виробництва, питання оплати праці» [14].

«Задум управління охороною праці спрямована на реалізацію положень Конституції та Законів України щодо забезпечення охорони життя й здоров'я працівників у процесі трудової діяльності, забезпечення безпечних і не шкідливих умов праці на кожному робочому місці, належних умов для формування у працівників навмисного ставлення до особистої безпеки та безпеки оточуючих, впроваджувати нових і вдосконалення наявних механізмів управління в галузі охорони праці.

Управління охороною праці - це правові, організаційні, науково-технічні, санітарно-гігієнічні, соціально-економічні, лікувально-запобіжні заходи, спрямовані на збереження життя, здоров'я і працездатності працівників, це підготовка, впровадження та реалізація заходів. процес роботи.» [16].

До функцій служби охорони праці підприємства ПРАТ «Южжокс» належать:

«1. Розробка проектів нормативних актів (правил) з питань охорони праці та подання їх роботодавцям для ознайомлення. Дотримання офіційних вимог і нормативно-правових актів працівників спільно з представниками інших структурних галузей, за участю представників виробничих профспілок або уповноважених працівників у сфері охорони праці Проводити перевірки. Про охорону праці.

2. Здійснення вступних інструктажів з охорони праці для працівників.

3. Ведення обліку та проведення аналізу причин виробничого травматизму, професійних захворювань, аварій на виробництві, заподіяної ними шкоди.

4. Забезпечувати належне оформлення та зберігання документів з питань охорони праці та своєчасну передачу їх до архіву на довгострокове зберігання в установленому порядку.

5. Підготовка звітів з охорони праці за встановленими формами.



6. Розробка за участю керівників структурних підрозділів реєстру професій, посад і видів робіт, для яких на підприємстві мають бути розроблені інструкції з охорони праці, та систематично підтримувати його оновлення» [16].

Решта інформації зазначена в Додатку Б, а деякі загальні вимоги правил безпеки для коксохімічного виробництва в Додатку В.

## **4. ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА**

### **4.1 Розрахунок екологічного податку коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну**

«Екологічні податки — це обов'язкові платіжі за боку держави. Існування екологічних податків зумовлене необхідністю часткової компенсації негативного впливу на природу різного роду різних шкідливих і небезпечних факторів, що виникають у процесі господарської діяльності суб'єкта. У зв'язку з тим, що такий вплив є об'єктивно неминучим, передбачено економічне стимулювання суб'єктів господарювання до скорочення забруднення навколишнього середовища.»

«Екологічний податок обчислюється і сплачується щоквартально за результатами податкового (звітного) кварталу. Платник податку складає декларацію та подає її до контролюючого органу протягом 40 календарних днів, що настають за останнім календарним днем податкового (звітного) кварталу, та сплачує податок протягом 10 календарних днів, що настають за останнім днем граничного строку подання декларації.: за викиди забруднюючих речовин в атмосферне повітря стаціонарними джерелами, скиди забруднюючих речовин у водні об'єкти та розміщення відходів у спеціально відведених для цього місцях чи на об'єктах протягом звітного кварталу-за місцем знаходженням стаціонарного джерела, спеціально відведеного об'єкта, утворення радіоактивних відходів та тимчасове зберігання радіоактивних відходів понад установленого особливими умовами ліцензії строк-за місцем податкової реєстрації в контролюючому органі.»

Платежі за викиди забруднюючих речовин в атмосферне повітря називаються екологічними податками і включають в себе:

- Оподаткування викидів забруднюючих речовин в атмосферне повітря стаціонарними джерелами забруднення;

- Податки на забруднюючі речовини, що викидаються в атмосферу при використанні палива пересувними джерелами забруднення.

«Викиди забруднюючих речовин в атмосферне повітря стаціонарними джерелами викидів можуть здійснюватися за погодженням з відповідним центральним органом виконавчої влади, що реалізує державну політику у сфері охорони навколишнього природного середовища, на підставі дозволу для суб'єктів господарювання, що мають об'єкти в зонах відчуження і зонах безумовного (обов'язкового) відселення на територіях, що зазнали радіоактивного забруднення внаслідок Чорнобильської катастрофи, перший може здійснюватися на підставі дозволу, що належить до відповідної групи.

До першої групи належать підприємства, які пройшли державну реєстрацію та мають виробництво або технологію устаткування, на яких повинні впроваджуватися екологічно безпечні технології та методи керування. (частина шоста ст. 11 Закону № 2707)».

До другої групи належать об'єкти, які не мають зареєстрованих у встановленому порядку виробничих або технічних засобів і зобов'язані впроваджувати екологічно безпечні технології та методи управління. До третьої групи належать об'єкти, які не належать до першої та другої груп (ч.7 ст. 11 Закону № 2707).

Розрахунок екологічного податку-державного обов'язкового платежу, що справляється за фактичні обсяги викидів в атмосферне повітря, здійснюється за такою формулою:

$$П = \sum_{i=1}^n M_i * H_{mi}$$

де  $M_i$  – обсяг викиду  $i$ -тої забруднюючої речовини в тоннах;

$H_{mi}$  – ставки податку в поточному році за тонну  $i$ -тої забруднюючої речовини у гривнях з копійками. Дані наведені в таблицях 4.1.

#### 4.2 Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря до проведення очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну

Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря до проведення очищення наведені у таблиці 4.1

Таблиця 4.1 - Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря до проведення очищення.

Назва забруднюючої речовини	Потужність викиду	Ставка екологічного податку	Екологічний податок
	т/рік	грн/т	грн/рік
Сірководень	0,088006	482,84	42,492
Діоксид	0,0000363	2574,43	0,09345
Кисень	3,911696	965,67	3777,40
Водень	2543,66298	3277278,63	833736
Метан	0,0001	579,84	0,057984
Азот	1,0042E-06	956,78	960,6645
Разом			1503859,9

Використання розчинів моноетаноламіну для очищення коксових газів від сірководню дозволяє скоротити викиди в атмосферу на 30-40%. У таблиці нижче наведено екологічний податок на викиди забруднюючих речовин в атмосферне повітря від стаціонарних джерел після очищення

#### 4.3 Результати розрахунку екологічного податку за викиди в атмосферне повітря після проведення очищення коксового газу від сірководню розчином моноетаноламіну

Таблиця 4.2 Розрахунок екологічного податку за викиди

Назва забруднюючої речовини	Потужність викиду	Ставка екологічного податку	Екологічний податок
	т/рік	грн/т	грн/рік
Сірководень	0,088006	262,83	215,7766

Кисень	3,911696	365,67	542,0437
Водень	2543,66298	77278,1	38154,94
Метан	0,0001	379,84	0,05984
Азот	1,0042E-06	76,78	0,000139
Разом			110877,2

Отже,  $P_1 = 1503859,9$  грн.,  $P_2 = 110877,2$  грн.

$\Delta P = P_1 - P_2 = 1503859,9 - 110877,2$

$\Delta P = 1392982,7$  грн

Річні зобов'язання екологічного податку за викиди в атмосферне повітря складатимуть 1392982,7 грн.

## ВИСНОВКИ

1. Розглянута структура коксохімічного виробництва за його основними та допоміжними цехами. Вивчений склад і вихід летючих хімічних продуктів коксування, серед яких основну увагу приділено одному найбільш шкідливому, і в той же час корисному з точки зору подальшого використання, компоненту коксового газу – сірководню.

2. Проаналізовано існуючі методи очистки коксового газу від сірководню, які розподіляються на сухі та мокрі, при чому останні розрізняються в залежності від хімічних процесів, що лежать в їх основі. Проведено оцінку основних методів очистки коксового газу від сірководню та обрано метод очищення коксового газу від сірководня розчином моноетаноламіна який включає в себе самі передові рішення по всіх вузлах отримання і переробки сірководневого газу і забезпечує дотримання жорстких екологічних вимог в сучасних умовах і на найближчу перспективу, а також доцільністю використання сірки в якості товарного продукту та можливістю подальшого використання коксового газу в технологічному процесі виробництва коксу. Застосування саме моноетаноламінового способу очищення зумовлене можливістю глибокого очищення газу до слідів сірководню і значною простотою схеми.

3. Наведено характеристику цеху очистки коксового газу від сірководню включаючи етапи виробництва, перелік готової продукції та відходів виробництва.

4. За результатами проведених матеріальних розрахунків встановлено, що завдяки моноетаноламіновому очищенню із коксового газу можна виділяти 741 м<sup>3</sup>/год сірководню та 1078 м<sup>3</sup>/год оксиду вуглецю (IV). При цьому в коксовому газі після очищення залишається 15,0 м<sup>3</sup>/год H<sub>2</sub>S (0,033 % (об)) та 22,0 м<sup>3</sup>/год CO<sub>2</sub> (0,045 % (об)).

5. Запропонований метод моноетаноламінового очищення коксового газу від сірководню для покращення ефективності процесу передбачає застосування абсорберів вихрового типу, який має дві трубчасті решітки з вмонтованими

внизу кожної трубки вихровий пристрій. Це призведе до збільшення ефективності масообмінних процесів, значно зменшить гідравлічний опір апарата, забезпечить збільшення швидкості оновлення поверхні контакту фаз і, таким чином, забезпечить інтенсифікацію процесу абсорбції, подовження часу контакту рідинного поглинач з газовою фазою та підвищення ефективності роботи колони. По окремим тарілкам поглинач перетікає двічі. Це аналогічно збільшенню кількості тарілок.

6. Проведений в роботі конструктивний розрахунок абсорбера з трубчастими решітками показав, що діаметр апарата дорівнює 3,0 м, висота – 28,28 м, число трубчастих решіток – 2 шт., число решічастих тарілок – 3 шт..

## ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Технология коксохимического производства / Лейбович Р.Е., Яковлева Е.И. Филатов А.Б. – М.: Металлургия, 1982. – 360 с.
2. Справочник коксохимика. Том 3. Улавливание и переработка химических продуктов коксования / Под общ. ред. Е.Т. Ковалева. – Х.: ИД «ИНЖЭК», 2009. – 432 с.
3. Очистка промышленных газов. Справочное пособие/ С.Н. Ганз.- Днепропетровск: Промінь, 1977. - 177 с.
4. Совершенствование процессов очистки коксового газа от сероводорода: Экспресс-информ. / Реф. В. В. Марков и др. // Черная металлургия. Сер. Коксохимическое производство / Ин-т «Черметинформация». 1989. Вып. 2. 42 с.
5. Латышева Л. А. и др. Тенденция развития технологии очистки коксового газа Кокс и химия. 1988. .V. 1. – С. 33— 38.
6. Совершенствование процессов сероочистки коксового газа за рубежом: Обзор, информ. / Реф. В. В. Антипова, Г, С. Ухмылова II Черная металлургия. Сер. Коксохимическое производство / Ин-т Черметинформация. 1985 Вып.2.С. 12.
7. Янчицкий В.В. Моноэтаноламиновая сероочистка коксового газа / Янчицкий В.В., Чудненко А.П. // Кокс и химия – 2002. – № 7. – С. 16-18.
8. Временный технологический регламент цеха очистки коксового газа от сероводорода ОАО «Днепродзержинский коксохимический завод». ФЦХТ АИНУ, 2015. – 105 с.
9. Семенов А.И., Линшиц Л.Р., Пряникова Р.О./ Справочник азотчика. I том М.: Химия, 1986. – 511 с.
10. Технологічний регламент виробництва очистки коксового газу цеху моноетаноламінової очистки ВАТ "Баглійкокс". АИНУ, 2015. -125 с.
11. Очистка технологических газов/ Под ред. Т.А. Семеновой, И.Л. Лейтеса. М.: Химия, 1969. – 393 с.
12. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – М.: Химия, 1971. – 296 с.
13. <https://assecuro.com.ua/ua/blogpage/rizne/shcho-vkhodyt-v-ziz>
14. [https://www.bkoks.dp.ua/company/quality\\_management.htm](https://www.bkoks.dp.ua/company/quality_management.htm)
15. <https://oppb.com.ua/articles/yak-diyati-personalu-pidpriemstva-v->



nadzvichayniy-situaciyi

16. <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/z0575-08#Text>

17. <https://dp.dsp.gov.ua/novyny/analiz-prychyn-ta-shliakhy-zapobihannia-vyrobnychoho-travmatyzmu-obhovoreni-na-naradi-z-pytan-okhorony-pratsi-na-pidp>

18. <https://oppb.com.ua/articles/klasyfikaciya-nebezpechnyh-i-shkidlyvyh-vyrobnychyh-faktoriv>

19. <https://oppb.com.ua/articles/organizaciya-roboty-sluzhby-ohorony-praci-na-pidpryyemstvi>

20. <https://sop.lutsk.ua/category/pereliki-npa-za-tematikoyu/normi-i-poryadok-vidachi-specodyagu-specvzuttya-ta-ziz>