

Міністерство освіти і науки України
Запорізький національний університет
Інженерний навчально-науковий інститут
Кафедра прикладної екології та охорони праці

ДИПЛОМНА РОБОТА

на тему: «Дослідження і розробка технології знешкодження викидів
в атмосферу від технологічних процесів коксохімічного
виробництва»

Виконав:

Бугаєць І.К.
ст.гр. 8.1830

Перевірив:

Румянцев В.Р..
к.т.н., доцент

Оцінка

| За шкалою ВНЗ | За шкалою ECTS | За нац. шкалою |
|---------------|----------------|----------------|
| | | |

Запоріжжя

2021

АННОТАЦІЯ

Бугаєць І.К. Дослідження і розробка технології знешкодження викидів в атмосферу від технологічних процесів коксохімічного виробництва.

Кваліфікаційна випускна робота для здобуття ступеня вищої освіти магістра за спеціальністю 183 – Технології захисту навколишнього середовища, науковий керівник В.Р. Румянцев. Запорізький національний університет. Кафедра прикладної екології та охорони праці, 2021.

Здійснено огляд процесу переробки кам'яновугільної смоли, виявлені джерела газових викидів під час смолоперероблення. Наведений перелік токсичних речовин, що утворюються на етапах технологічного ланцюга переробки. Вказані основні методи боротьби зі шкідливими викидами смолопереробки, здійснено їх порівняння з технологічної, економічної та екологічної точок зору. Досліджено залежність ефективності термokatалітичного очищення вентиляційних газів смолопереробного цеху від температури вхідних газів та їх витрати. Встановлено оптимальні параметри технологічного процесу для обраного каталізатору. Проведено апробацію каталізатору в промислових умовах при оптимальних технологічних параметрах.

Ключові слова: каталітичне очищення, коксохімія, смолопереробка, каталізатор, окислення, газоочищення.

ABSTRACT

Bugaets I.C. Research and development of technology for neutralization of emissions into the atmosphere from technological processes of coke production.

Qualification final work for obtaining a master's degree in specialty 183 - Environmental Technologies, supervisor VR Rummyantsev. Zaporizhia National University. Department of Applied Ecology and Occupational Safety, 2021.

A review of the process of coal tar processing was carried out, sources of gas emissions during resin processing were identified. The list of toxic substances formed at the stages of the technological chain of processing is given. The main methods of combating harmful emissions of tar processing are indicated, their comparison is made from the technological, economic and ecological points of view. The dependence of the efficiency of thermocatalytic purification of ventilation gases of the resin processing plant on the temperature of the incoming gases and their consumption is investigated. The optimal process parameters for the selected catalyst are set. The catalyst was tested in industrial conditions at optimal technological parameters.

Key words: catalytic purification, coke chemistry, resin processing, catalyst, oxidation, gas purification.

АННОТАЦИЯ

Бугаец И.К. Исследование и разработка технологии обезвреживания выбросов в атмосферу от технологических процессов коксохимического производства.

Квалификационная выпускная работа для получения степени высшего образования магистра по специальности 183 - Технологии защиты окружающей среды, научный руководитель В.Р. Румянцев. Запорожский национальный университет. Кафедра прикладной экологии и охраны труда, 2021.

Осуществлён обзор процесса переработки каменноугольной смолы, обнаружены источники газовых выбросов во время смолпереработки. Приведен список токсичных веществ, образующихся на этапах технологической цепи переработки. Указаны основные методы борьбы с

вредными выбросами смолопереработки, их сравнение с технологической, экономической и экологической точек зрения. Исследована зависимость эффективности термокаталитической очистки вентиляционных газов смолоперерабатывающего цеха от температуры входных газов и их расхода. Установлены оптимальные параметры технологического процесса выбранного катализатора. Проведена апробация катализатора в промышленных условиях при оптимальных технологических параметрах.

Ключевые слова: каталитическая очистка, коксохимия, смолопереработка, катализатор, окисление, газоочистка.

ЗМІСТ

| | |
|---|----|
| ВСТУП | 8 |
| 1 АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ КОКСОХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА | 11 |
| 1.1 Аналіз технології коксохімічного виробництва і процесу смолопереробки з точки зору утворення забруднювачів атмосфери..... | 11 |
| 1.2 Джерела і класифікація газових викидів при смолопереробленні | 24 |
| 1.3 Існуючі методи знешкодження вентиляційних газів коксохімічного виробництва..... | 27 |
| 1.4 Засоби для каталітичного знешкодження газових викидів | 28 |
| 1.5 Висновки по розділу 1 | 41 |
| 2 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕРМОКАТАЛІТИЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ВЕНТИЛЯЦІЙНИХ ГАЗІВ КОКСОХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА..... | 42 |
| 2.1 Аналіз використання каталізаторів для очищення вентиляційних газів складів смолопереробного цеху | 42 |
| 2.2 Визначення оптимального режиму роботи при використанні каталізатору ПК-3-Ш.... | 49 |
| 2.2.1 Дослідження залежності ефективності очищення від зміни температурного режиму | 50 |
| 2.2.2 Дослідження залежності ефективності очищення від зміни швидкості проходження газу..... | 53 |
| 2.3 Планування та організація експерименту | 57 |
| 2.4 Апробація отриманих результатів процесу очищення в промислових умовах | 61 |
| 2.5 Техніко-економічні показники роботи запропонованої установки | 69 |
| 2.6 Висновки по розділу 2 | 71 |
| 3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА | 72 |
| 3.1 Характеристика потенційно небезпечних та шкідливих виробничих факторів промислової лабораторії..... | 72 |
| 3.2 Заходи з поліпшення умов праці в умовах промислової лабораторії | 74 |
| 3.2.1 Загальні умови безпеки праці | 74 |
| 3.2.2 Електробезпека..... | 76 |
| 3.2.3 Пожежна безпека..... | 80 |
| 3.3 Розрахунок захисного заземлення | 82 |
| 3.4 Висновки до розділу 3..... | 85 |
| ВИСНОВКИ..... | 86 |
| СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ | 87 |

ВСТУП

Актуальність теми. В наші часи коксохімічна індустрія займає надважливе, системоутворююче місце як в контексті чорної металургії, так і по відношенню до багатьох інших галузей промисловості та економіки в цілому.

Для використання таких продуктів коксування, як коксовий газ та кам'яновугільна смола, потребується їх попереднє очищення – зневоднення, знесолення і знезолення, а також ректифікація та доочищення. Це завдання виконується співфункціонально цехом вловлення хімічних продуктів коксування та цехом смолопереробки кам'яновугільної смоли.

З вентиляційних систем окремих відділень цехів смолопереробки та уловлення в атмосферу виділяються токсичні хімічні речовини, що погіршують екологічний стан навколишнього середовища та потребують знешкодження.

Існує три основні шляхи вирішення проблеми вентиляційних викидів: подання в магістраль коксового газу до цеху уловлення, термічне розкладення та каталітичне знешкодження. На сучасних підприємствах коксохімії використовують останній метод через його більшу екологічність та економічну вигідність.

Об'єкт дослідження – процес очищення вентиляційних газів окремих відділень цехів смолопереробки та уловлення продуктів коксування коксохімічного виробництва.

Предмет дослідження:

- процес переробки кам'яновугільної смоли;
- джерела токсичних викидів цехів смолопереробки та уловлення продуктів коксування;
- методи знешкодження ємнісних та вентиляційних викидів;
- характеристика каталізаторів за параметрами ефективності та економічної доцільності;

- вплив технологічних параметрів на процес термокаталітичного знешкодження вентиляційних газів;
- математичне моделювання залежності ефективності очищення вентиляційних газів від зміни технологічних параметрах очисного процесу.

Мета роботи – визначення оптимальних технологічних параметрів процесу термокаталітичного знешкодження токсичних речовин в складі вентиляційних газів окремих відділень коксохімічного виробництва.

Задачі дослідження. Для досягнення поставленої мети в роботі визначено перелік задач:

- Характеристика та іспит використовуваних в досліджуваній сфері каталізаторів за показниками якості очищення та енергоефективності з обранням найбільш оптимального зразка;

- Дослідження обраного каталізатору в умовах експерименту зі зміною температури та витрати газу, оцінка ефективності очищення газової суміші та обрання оптимального режиму роботи реакторної установки;

- Побудова математичної моделі двофакторного експерименту, .

Методи та засоби дослідження. Задачі дослідження виконувались з використанням спеціалізованої літератури та технічної документації устаткування. Був здійснений аналіз перелічених джерел з викладенням ключових складових процесу очищення газів і основ функціонування газоочисного обладнання. Здійснено планування експерименту, матричне оформлення його результатів. Розраховано коефіцієнти для отримання рівняння регресії.

Особистий внесок. Отримані оптимальні значення показників режиму роботи реактору КР1-3У-1 з каталізатором ПК-3-Ш (Al-Pd). Побудовано матрицю залежності ефективності очищення вентиляційних газів від нафталіну при зміні параметрів температури та витрати газу.

Розраховано коефіцієнти регресії та отримано рівняння регресії для матриці планування експерименту.

Наукова новизна:

- Розроблена математична модель процесу термокаталітичного окиснення нафталіну при різних технологічних параметрах.
- Визначено оптимальний режим роботи каталізатору ПК-3-Ш для процесу термокаталітичного очищення вентиляційних газів – 450°C та 1000 м³/год.. Обґрунтована доцільність його використання.

-Практична цінність:

- Кінцеві положення дослідження можуть бути використані з метою подальшого налаштування відповідних систем очищення вентиляційних газів підрозділів коксохімічних підприємств на основі нових технологічних параметрів.

Апробація роботи. Основні положення роботи викладені на наступних конференціях: I Всеукраїнська науково-практична конференція здобувачів вищої освіти, аспірантів та молодих вчених «Актуальні питання сталого науково-технічного та соціально-економічного розвитку регіонів України».

Структура та обсяг роботи. Магістерська робота включає вступ, три розділи, висновки та список використаних джерел. Загальний обсяг сторінок 90.

1 АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ КОКСОХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА

1.1 Аналіз технології коксохімічного виробництва і процесу смолопереробки з точки зору утворення забруднювачів атмосфери

В контексті металургії коксохімія є невід'ємною ланкою у загальному виробництві чавуну та сталі, феросплавів, графітної продукції, а також як поставник сировини для будівельної, хімічної та агрохімічної промисловості, енергетичних сумішей і газу для енергетичних котлів на ТЕС та багатьох інших напрямів вітчизняної економіки.

Коксохімічна промисловість є єдиним або основним джерелом нафталіну, крезолів, інден-кумаронових смол, піридинових луг, мезитилену, метаксилолу, роданистих солей та антрацену.

Технологічні агрегати в коксохімії за призначенням можна умовно поділити на чотири групи [1]:

- 1) Цехи підготовки шихти – складування, усереднення, збагачення та сушка вугілля, що складає основу шихти коксових батарей;
- 2) Коксові батареї – завантажувально-розвантажувальні механізми, установки гасіння коксу та ін. обладнання;
- 3) Апарати очищення коксового газу – основне і допоміжне (газопровідна мережа, вентилятори) обладнання для вловлювання смол, фусів (згустків смоли і вугілля), аміаку, сірководню, нафталіну та інших домішок;
- 4) Апарати і обладнання для переробки вловлених хімічних продуктів коксування (цех смолопереробки та ін.).

В процесі роботи основних коксохімічних агрегатів (кокових батарей), в результаті високотемпературної (більше 1100 °С) обробки вугілля без доступу кисню (піролізу) утворюється значна кількість коксового газу. Цей газ, що виходить з камер коксування, є дуже насиченим парами різних смол та інших летючих речовин, що сублімуються під час піролізу. Вміст основних

компонентів газу приведений нижче (табл. 1). Крім цього, відхідні газы захоплюють частки рідкої і твердої фаз у вигляді крапель смоли та шматочків вугільної шихти.

Таблиця 1.1 – Вміст компонентів коксового газу, що відокремлюються в цеху уловлення

| Компонент газу | Вміст, г/м ³ |
|--|-------------------------|
| Пари води (пірогенетичні та вологої шихти) | 250...450 |
| Пари смоли | 80...130 |
| Пари бензольних вуглеводних | 30...40 |
| Аміак | 8...13 |
| Сірководень | 6...25 |
| Ціанід водню | 0,5...2 |

Крім цього, в складі прямого коксового газу містяться такі речовини, як сірковуглець, сірчистий окис вуглецю, тіофен, піридинові луи, меркаптани, феноли та ін.[2]

Хімічний склад відхідних газів залежить, перш за все, від якості використовуваного вугілля, режиму коксування та інших факторів.

Вміст водяних парів пояснюється значною вологістю шихтового вугілля, а також його утворенням під час розкладання органічних речовин в процесі піролізу. Найбільше паровиділення спостерігається на початковому етапі коксування (до 200 °С).

Виділення смол з шихти починається з 250 °С і продовжується до 500 °С (період утворення напівкоксу). Для цього періоду характерний значний вміст в смолі фенолу з малим включенням нафталіну. Зі зростанням температури до 1000 °С зменшується загальне виділення летючих речовин, зі збільшенням процентного вмісту в них нафталіну і бензолу.

Аміак утворюється із азоту і водню шихти при температурі 700...800 °С. При більш високій температурі аміак реагує з вуглецем коксу з утворенням ціаніду водню (HCN). Вміст аміаку і ціаніду водню визначається вологістю, складом і властивостями шихти і мало залежить від вмісту летючих речовин.

Вміст сірководню (H_2S) цілком визначається кількістю сірчистих речовин у вугіллі.

З продуктів коксування отримують більш ніж 300 різних досить цінних хімічних речовин. Наприклад, бензол йде на виробництво синтетичного каучуку, пластмас, барвників; нафталін – для отримання пластифікаторів, гліфталевих смол, аміак – на виробництво азотних добрив; фенол – на виробництво фенопластів; різні смоли – для отримання штучної шкіри, гуми, лаків, барв, лінолеума, як енергетична суміш для котлів (в якості замітника мазуту); пік – для виготовлення руберойду, толі та інших покривних та гідроізоляційних матеріалів; водень і метан – для синтезу добрив, синтетичних волокон, пластмаси, отримання ацетилену та ін.

Окремо зауважимо роль отримуваної під час коксування вугілля кам'яновугільної смоли, при переробці якої отримують нафталін, крезол, антрацен, пек і пековий кокс для електродної промисловості, кам'яновугільні масла для обробки деревини і отримання сажі, вироблення отрутохімікатів та ін.[3]

Смола високотемпературного коксування представляє собою чорну, маслянисту в'язку рідину, що має запах нафталіну. Щільність смоли коливається в межах 1120...1220 кг/м³. Утворюється вона в основному при пірогенетичному розкладанні первинної смоли в процесі коксування. Це складна суміш органічних сполук. Головними компонентами кам'яновугільної смоли є вуглеводні ароматичного ряду і гетероциклічні сірко-, кисне- і азотовмісні сполуки.

За хімічними властивостями всі з'єднання смоли ділять на три групи: нейтральні, кислі і основні [4].

Нейтральні з'єднання в смолі представлені в основному похідними одноядерних вуглеводнів, двоядерними і багатоядерними вуглеводнями та їх похідними. Головними представниками є нафталін $C_{10}H_8$, антрацен $C_{14}H_{10}$, хрізен $C_{18}H_{12}$. Помітними супутниками ароматичних вуглеводнів є також багатоядерні гетероциклічні сполуки - індол, карбазол, бензокарбазол і ін. З ненасичених сполук в смолі містяться стирол, інден, кумарол і їх похідні. Загальний вміст нейтральних з'єднанні в смолі досягає 42 – 43 %. Найбільш цінними з них є нафталін і антрацен, які виділяються з смоли у вигляді фракцій - нафталінової і антраценової.

Кисла частина смоли представлена сполуками, що містять кисень в бічному ланцюзі: фенол C_6H_5OH , крезоли $C_6H_4CH_3OH$, ксиленоли $C_6H_3(CH_3)_2OH$ і багатоядерні феноли, загальний вміст яких досягає 1,2-2,0 %. Найбільшу цінність представляють фенол і о-, п-, м- крезоли. Основна частина цих з'єднань виділяється зі смоли у вигляді фенольної фракції, решта розподіляється по іншим фракціям. Феноли з фракцій виділяються обробкою їх розчином лугу з отриманням фенолят.

Основними властивостями володіють азотовмісні сполуки смоли - піридин (C_5H_6N), хіноліновий (C_5H_7N) і їх похідні, а також висококиплячі луги. Загальний вміст луг в смолі досягає 0,8-1,2 %. При фракціонуванні смоли вони розподіляються але фракціям в залежності від температури кипіння. Виділення луг з фракцій і масел здійснюється при обробці їх сірчаною кислотою.

Якість смоли характеризується щільністю, виходом фракцій, змістом фенолів, нафталіну, а також вмістом речовин, нерозчинних в толуолі, і вологістю.

Процес переробки кам'яновугільної смоли здійснюється в смолопереробних цехах і включає наступні основні стадії:

- Підготовка смоли для переробки; остаточне зневоднення;

- Ректифікація (або дистиляція) з отриманням фракцій; переробка фракцій;
- Хімічне очищення фракцій і масел від фенолів і піридинових підстав;
- Обробка середньотемпературного пеку;
- Отримання високотемпературного пеку і його коксування;
- Отримання очищеного нафталіну, антрацену та ін. продуктів.

У смолопереробні цехи смола надходить з вмістом води до 4 % і золи до 0,1 %. Така смола не може безпосередньо надходити на ректифікацію і вимагає додаткової обробки (очищення від води, золи і розчинених в ній солей). Підготовка смоли до ректифікації включає наступні технологічні операції: прийом і зберігання смоли, усереднення її складу, зневоднення, знесолення та знезолення.

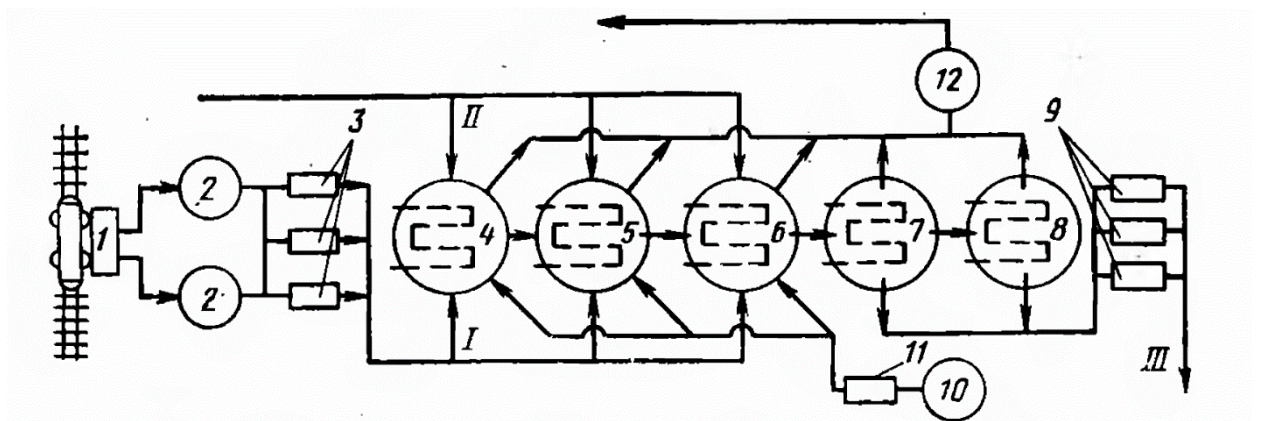
Для прийому та зберігання кам'яновугільної смоли в смолопереробних цехах створюються склади, які служать не тільки місцем зберігання, а й важливим технологічним об'єктом, що дозволяє забезпечити сталість складу смоли і часткове її зневоднення, знесолення та знезолення. Для розвантаження смоли з цистерн і навантаження продуктів дистиляції, склади обладнуються вантажно-розвантажувальними майданчиками.

Смола і сольвент-нафта, що надходять, розвантажуються в спеціальні підземні сховища, а потім перекачуються в наземні сховища смоли. У зимовий час смолу в цистернах розігрівають парою (гострою або глухою).

Смола з цеху уловлювання свого заводу надходить на склад по трубопроводу в одне з перших за ходом потоку наземних сховищ. Нафталінвмісні масла, що підлягають поверненню в смолу з відділення кристалізації або зі складу масел подаються в окремі сховища, а потім також перекачуються в сховища смоли.

Нижче наведена технологічна схема складу смоли смолопереробного цеху. На складі передбачаються наземні і підземні сховища, збірники води і

масел (рис. 1.1). Наземні сховища являють собою окремі резервуари ємністю до 3000 м³, обладнані нижніми (висувними) підігрівниками для підігріву смоли до 70-80 °С. У верхній частині кожного резервуара передбачений колектор для періодичного спуску самопливом відстояною надсмольної води. Рівень рідини в резервуарах контролюється спеціальними рівнемірами. Зовнішні стіни резервуарів теплоізолювані. Для ведення правильного процесу підготовки смоли на складі встановлюють не менше чотирьох резервуарів, розташованих в каскадному порядку.



1 – зливний резервуар; 2 – підземні сховища; 3,9,11 – насоси; 4-8 – наземні сховища; 10 – сховища нафталінвмісних масел; 12 – збірних надсмольних вод;

I – привідна смола; II – смола з цеху вловлення; III – відвід у відділення дистиляції.

Рисунок 1.1 – Технологічна схема складу смоли смолопереробного цеху

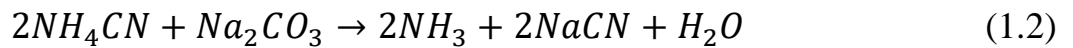
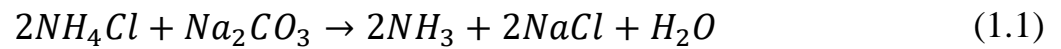
Одним з дуже важливих умов роботи відділення ректифікації смоли є сталість складу смоли, її фізична і хімічна однорідність. Показником однорідності смоли вибрано вміст у ній нафталіну, так як воно найбільш повно характеризує якість смоли. Коливання вмісту нафталіну в смолі більше 1% тягнуть за собою коливання в якості фракцій. Постійність якості смоли досягається її усередненням в сховищах. Особливо це важливо для централізованих цехів, що перероблюють смолу різних заводів. Усереднення смоли також досягається поверненням в неї нафталінвмісних масел (Солвент-нафти, пресових набряків). Необхідною умовою усереднення смоли є

наявність на складі запасу смоли не менше 10-добової продуктивності при переробці смоли свого заводу і 15-добової при переробці смоли інших заводів.

Зневоднення смоли перед її ректифікації - виключно важливий і обов'язковий захід. Наявність води в смолі порушує нормальну роботу ректифікаційної установки і знижує її продуктивність. Пояснюється це, по-перше, тим, що в безперервно діючих трубчастих агрегатах наявність води в смолі, яка подається на другу сходинку, різко підвищує опір проходу смоли через змійовик. Через підвищений тиск смола не нагрівається до необхідної температури. По-друге, видалення води зі смоли важливо тому, що в надсмольної воді і смолі міститься значна кількість агресивних солей, головним чином солей аміаку, розкладання яких при високій температурі призводить до утворення кислот, що руйнують при наявності конденсованої води комунікації і апаратуру. Дуже широке застосування в практиці отримав спосіб відділення води від смоли шляхом відстоювання її в сховищах. При цьому смолу підігривають до 70-80 °С, але не до температури, при якій відбувається інтенсивне випаровування води. Необхідність підігріву смоли для кращого відстоювання від води пояснюється тим, що при цьому відбувається більш ефективно руйнування емульсії води, що утворилася як в процесі конденсації смоли в газозбірнику під дією зрошувальної води, так і при одночасній конденсації смоли і води в первинних газових холодильниках. Кінцеве зневоднення смоли перед дистиляцією здійснюється шляхом випаровування води. В залежності від обраної схеми дистиляції (періодичної або безперервної) смола проходить зневоднення або в трубчастих зневоднювачах безперервної дії, або ж в конвекційних секціях трубчастих печей при температурі 125...135 °С.

З метою знесолення також здійснюють відстоювання смоли, що надходить на переробку, в спеціальних сховищах. Після цього, широко використовують додавання розчину кальцинованої соди, яка здійснює протикорозійний захист. Дія цієї домішки зумовлює переведення солей амонію в термічно стійкі солі натрію і виділення аміаку. Реакцію взаємодії

кальцинованої соди з солями амонію можна сформулювати наступними рівняннями (форм. 1,2):



Соду додають до смоли у вигляді 5-6 % розчину перед її відправленням у зневоднювальні апарати або у першу ступінь трубчастої печі. Зазвичай, її додають в кількості 0,04 – 0,1 % від кількості перероблюваної смоли (у перерахунку на суху масу).

Знесолення смоли полягає в видаленні з неї грубодисперсної фази, в якій сконцентровано до 70 % усієї золи. Цей процес здійснюється головним чином у відділенні конденсації при відстоюванні і промиванні смоли. При недостатньому виділенні грубодисперсної фази її частина може потрапити в сховища смоли, що призведе до відкладень фусів і значних ускладнень в експлуатації трубчастих установок. Підвищена зольність смоли призводить до погіршення якості піку. Саме тому, на рівні сховищ, окрім зневоднення і знесолення здійснюють також і знезолення смоли що надходить.

У ланцюзі процесів переробки кам'яновугільної смоли головною ланкою, що визначає глибину вивільнення цінних компонентів, є фракціонування. Головним чином, воно здійснюється методом ректифікації в трубчастих установках безперервної дії. Залежно від досконалості використовуваної ректифікаційної апаратури й встановленого технологічного режиму отримують певний кількісний вихід фракцій і різну їх якість.

На відміну від ректифікації сирого бензолу, що здійснюється за принципом поступового випаровування його окремих компонентів, при ректифікації кам'яновугільної смоли використовують принцип одноразового випаровування і фракційної конденсації.

На першій ступені переробки смоли в трубчастих агрегатах здійснюється одноразове випаровування смоли, що визначає вихід і склад парової і рідкої фаз, отримуваних від цього процесу, роботу ректифікаційних

колон, ступінь і якість переведення у фракції важливих індивідуальних компонентів смоли. На другій ступені здійснюється ректифікація отриманого дистилляту для розділення його на вузькі фракції.

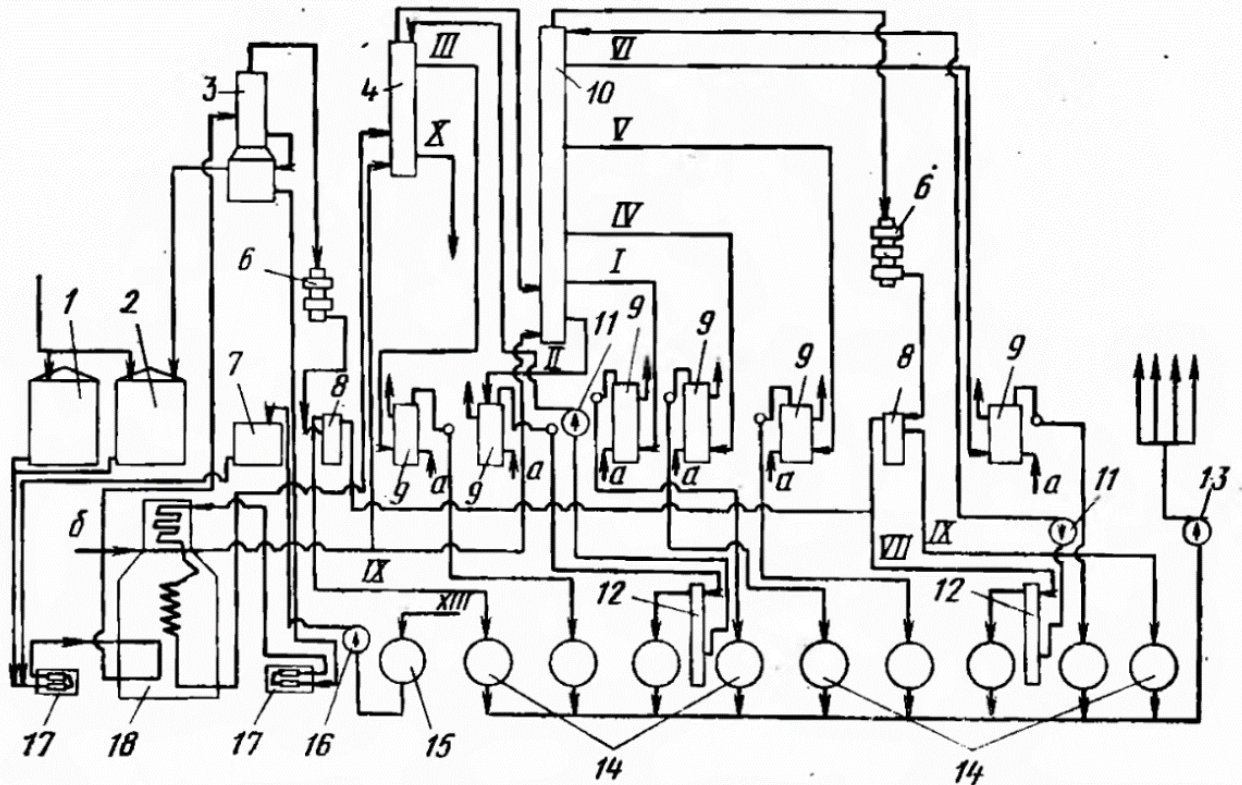
Сутність одноразового випаровування полягає в тому, що смолу швидко нагрівають в змійовиках трубчастої печі до заданої температури. При цьому на протязі всього часу підігрівання смоли пари від рідини не відділяються. Після закінчення підігріву смола зі змійовика потрапляє у випаровувач, в якому, в результаті різкого зниження тиску, пар одразу відділяється від рідини.

Після випаровувача, отримані пари дистилляту потрапляють в ректифікаційну колону, де вони конденсуються в залежності від їх температури кипіння з отриманням конкретних фракцій. Знизу конденсуються фракції з високою температурою кипіння – антраценова, потім поглинальна, нафталінова, фенольна, які в рідкому вигляді бічним відбором відводяться з колони. В паровому стані з верхньої частини колони відводиться легка фракція.

Наразі велике розповсюдження отримала нижче наведена схема ректифікації випаровуваної частини кам'яновугільної смоли (рис. 1.2).

Схема роботи установки наступна: сира смола з витратного сховища 1 насосом 17 подається в нижню секцію радіантної частини трубчастої печі 18, де нагрівається до 125-135 ° С, при якому досягається глибоке зневоднення смоли. Для запобігання агресивної дії солей, що містяться у воді, в смолу додають 6% -ний розчин кальцинованої соди в кількості 0,05-0,06% від переробляється смоли. Розчин соди зі збірки 15 насосом подається в змішувач 7, звідки забирається насосом 17 і подається в смолу, що йде на остаточне зневоднення. З трубчастої печі підігріта смола надходить у випарник першого ступеня 3. Пари легкого масла і води з температурою 100-110 ° С з випарника надходять в конденсатор пари 6, де конденсуються і охолоджуються. Конденсат, що складається з легкого масла і води, розділяється по щільності в сепараторі 8. Зневоднена смола з нижньої частини випарника насосом 17 подається спочатку в конвекційну, а потім в радіантні секцію трубчастої печі,

де нагрівається до 395-405 ° С і надходить на другу тарілку випарника другого ступеня 4. Тут смола розділяється на рідкий залишок, пік і пари всіх фракцій. У нижню частину випарника подається перегріта пара, який підігрівається в пароперегрівачі трубчастої печі 18 до 380 – 400 °С.



I, II, III – антраценові фракції; IV – поглинальна фракція;

V – нафталінова фракція; VII – фенольна фракція; VIII – легке масло;

IX – аміачна вода; X - пік; а – вода на охолодження; б – перегрітий пар.

Рисунок 1.2 – Технологічна схема ректифікації у смолопереробному цеху

З нижньої частини випарника через гідрозатвор або регулятор рівня рідкий лек направляється в пековий парк. З третьої (зверху) тарілки випарника в рідкому вигляді відбирається III антраценова фракція, яка самопливом надходить в холодильник 9% де охолоджується і потім перетікає в збірник 14.

З верхньої частини випарника другого ступеня пари інших фракцій з температурою 330-350 ° С надходять на живильну тарілку ректифікаційної колони 10. Випарник зрошується рефлюксом - II антраценовою фракцією.

У нижню частину колони ректифікації 10 подається перегрітий водяну пару. У ректифікаційної колоні в рідкому вигляді (бічним відбором) відбираються фракції: I антраценова, поглинальна, нафталінова і фенольна, які стікають в зовнішні холодильники, охолоджуються і відводяться до відповідних збірники фракцій 14.

З нижньої частини колони через гідрозатвор або регулятор рівня виводиться II антраценова фракція. Вона надходить в погрузний холодильник 9, де охолоджується, а потім направляється в рефлюксний бачок 12. З рефлюксного бачка частина фракції насосом 11 подається на зрошення випарника другого ступеня 4, інша частина фракції перетікає в збірник 14.

Пари води і легкого масла з верхньої частини колони з температурою 120-125 °С надходять в конденсатор холодильник 6, охолоджуються, а потім в сепараторі 8 поділяються на воду і легке масло. Легке масло надходить в рефлюксний бачок 2, з якого частина масла насосом 11 направляється на верхню тарілку колони для зрошення, а надлишок олії надходить до збірки 14. З збірників 14 насосом 13 фракції подаються на подальшу переробку. Легке масло передається в цех ректифікації сирого бензолу.

Вихід фракції, % (1) і температура відбору, (2) °С характеризується такими даними (табл. 1.2):

Таблиця 1.2 – Характеристика вихідних фракцій ректифікації кам'яновугільної смоли

| Назва фракції | | (1) | (2) |
|---------------|-----|-------------|-----------|
| Фенольна | | 1,08 | 175...180 |
| Нафталінова | | 9,80 | 205...210 |
| Поглинальна | | 10,76 | 250...260 |
| Антраценова: | I | 9,10 | 280...290 |
| | II | 8,42 | 350...360 |
| | III | 4,86 | 360 |
| Пік | | 54,6...55,0 | — |

В колоні підтримується тиск 20 – 30 кПа (0,2 – 0,3 бар).

Після ректифікації смоли, отримані фракції підлягають переробці для виділення індивідуальних продуктів, що в них містяться.

Нафталінова і I антраценова фракції містять значну кількість речовин, що виділяються при охолодженні в твердому вигляді і тому вони перероблюються методом кристалізації.

Легке масло, фенольна і поглинальна фракції перероблюються з метою виділення з них вмісних фенолів, піридинових луг та отримання масел. Необхідність очищення фракцій від фенолів і піридинових луг диктується, з одного боку, їх цінністю та, з іншого, тими вимогами, що пред'являються до технічних і чистих продуктів та масел, що отримують з цих фракцій.

Найбільш цінними є феноли, що википають до 230 °С (фенол, крезолі і ксиленолі), які зосереджені в фенольній та нафталіновій фракціях. Ті феноли, що википають за температури більше 230 °С (вищі), містяться в антраценовій та в незначній кількості – в поглинальній фракціях і наразі не використовуються.

Виділення з фракцій фенолів та піридинових луг здійснюється хімічним методом, що полягає в обробці фракцій водними розчинами луги і сірчаної кислоти. Ці процеси отримали назву знефенолення і знепіридинювання. Очищенню також підлягають набряки від кристалізації і пресування нафталінової фракції, а на заводах, що виробляють дистильований нафталін, очищується також і нафталінова фракція.

Нижче наведений вміст фенолів (I) і піридинових луг (II) в складі фракцій, % (табл. 1.3).

Таблиця 1.3 – Процентний вміст фенолів і піридинових луг у фракціях

| Назва фракції | (1) | (2) |
|---------------|------------|------------|
| Легка | $\leq 3,5$ | 0,6 – 0,8 |
| Фенольна | ≤ 30 | $\leq 2,4$ |
| Поглиналина | 2 – 4 | $\leq 4,5$ |

Знефенолення фракції і масел здійснюють 10 – 15 % розчином їдкого натру (NaOH), при цьому утворюються феноляти натрію (C_6H_5ONa). Успішне знефенолення залежить від низки факторів, з яких основні – це концентрація фенолів в фракції або маслі, що очищується, концентрація і витрата луги, гідроліз фенолятів, розчинність фенолів і масел в фенолятах, а також присутність піридинових луг.

Знепіридинювання фракцій і масел здійснюється розчином сірчаної кислоти з концентрацією 20 – 40 % з утворенням сульфату піридинів. Повнота вивільнення піридинових луг залежить таких факторів: вміст фенолів, концентрація і витрата сірчаної кислоти (що впливає на гідроліз сульфату піридину).

Знефенолення і знепіридинювання здійснюється у промивних апаратах періодичної або безперервної дії. Більш досконаліми апаратами безперервної дії є: форсункові та сітчасті колони, діафрагмові і ротаційні, а також шарові змішувачі, відцентрові насоси та ін.

Технологічні схеми для знефенолення та знепіридинювання прості і не потребують комбінування великої кількості апаратів.

Феноляти натрію, отримані при очищенні фракцій, підлягають подальшій обробці з отриманням фенольних продуктів (технічного фенолу, дикрезолу, трьох сортів трикрезолу, технічного ксиленолу та ін.). Фенольні продукти використовують для виробництва пластмас, штучних смол, антисептичних засобів, фармацевтичних препаратів, для очищення нафтових

масел, при виробництві інсектицидів, гербіцидів, ароматичних речовин, флотореагентів для руд кольорових металів та ін.

Сульфат важкого піридину передається в піридинові відділення цеху вловлювання для отримання сирих важких піридинових луг або підлягає нейтралізації газоподібним аміаком у відділенні цеху. Друга і третя антраценові фракції використовуються для приготування отоплювального масла та дорожньої смоли.

Кінцевий результат ректифікації наведено нижче (табл. 1.4) [5].

Таблиця 1.4 – Вихід фракцій при ректифікації смоли коксування донецького вугілля

| Назва фракції | | Вихід фракції від смоли, % | |
|---------------|----|----------------------------|-------|
| | | 1 | 2 |
| Легка | | – | 0,33 |
| Фенольна | | 2,78 | 3,21 |
| Нафталінова | | 9,85 | 11,88 |
| Поглиналина | | 7,20 | 10,08 |
| Антраценові: | I | 19,80 | 17,10 |
| | II | 7,30 | 7,20 |
| Пік + втрати | | 53,07 | 50,20 |
| Загалом | | 100 | 100 |

Примітки: 1 – при фракціонуванні смоли без додавання нафталінових набряків; 2 – при фракціонуванні смоли з додаванням 4 % нафталінових набряків.

1.2 Джерела і класифікація газових викидів при смолопереробленні

Фундаментальним етапом проектування систем очищення є оцінка джерел газових викидів та їх класифікація (останніх). У випадку очищення приміщень та ємностей сховищ та апаратів дистиляції газоподібні викиди

концентруються у спеціальних повітряних хлипаках (воздушниках), у перерізі яких відстежуються концентрації речовин, що підлягають знешкодженню.

Джерелами шкідливих викидів і забруднення атмосфери смолопереробного цеху є:

- Відділення дистиляції смоли
- Сховища масел
- Сховища смоли

Відділення дистиляції смоли містить такі джерела викидів:

- Повітряні хлипки конденсаторів (I та II ступенів);
- Мірник легкої фракції;
- Мірник фенольної фракції;
- Сховище антраценової фракції;
- Збірник поглинального масла.

Сховища масел мають наступні джерела викидів:

- Резервуари сховища масел;
- Сховища сировини для технічного вуглецю;
- Завантажувачі масел у цистерни.

Газоподібні викиди сховища масел та відділення дистиляції смоли містять наступні токсичні речовини:

- Сірководень;
- Ціанистий водень;
- Фенол;
- Бензол;
- Нафталін;
- Антрацен;
- Бенз(а)пірен.

Джерелами викидів сховищ смоли є резервуари, в яких ця смола зберігається. Ці викиди характерні вмістом наступних речовин:

- Аміак;

- Сірководень;
- Ціанистий водень;
- Фенол;
- Бензол;
- Нафталін;
- Бенз(а)пірен.

Джерелами шкідливих викидів і забруднення атмосфери цеху уловлення є відділення дистиляції бензолу. Воно характерне наступним переліком джерел викидів з повітряних хлипаків та ємностей:

- Сховища сирого бензолу;
- Збірників масла, бензину та дебензину;
- Конденсатора колони;
- Збірника сепараторних вод.

Відхідні гази цих джерел перед очисним пристроєм поєднуються в збірному колекторі та мають в своєму складі наступні токсичні речовини:

- Бензол;
- Сірководень;
- Ціанистий водень.

Отже, з причини наявності досить обширної кількості речовин, шкідливих для людини та навколишнього середовища, встановлюють суворі вимоги до очисних технологій та пристроїв, які здійснюють знешкодження цих речовин.

За даними розрахунку екологічних ризиків викидів повітряних хлипаків ємностей обладнання цеху смолопереробки, без урахування викидів установки окислення піку, отримано значення 0,9998 при встановленому задовільному рівні для неканцерогенних речовин 0,02 [6]. При цьому задовільний рівень вмісту перевищується майже в 50 разів. Канцерогенний ризик при цьому складає 0,963, що перевищує задовільний рівень в 963 рази! Щодо даних за цехом уловлення, канцерогенний ризик перевищує задовільний рівень в 2,28

рази. Таким чином, дуже актуальною виглядає необхідність знешкодження викидів повітряних хлипаків цеху смолопереробки та цеху уловлення.

1.3 Існуючі методи знешкодження вентиляційних газів коксохімічного виробництва

Існує три основні шляхи вирішення проблеми ємнісних та вентиляційних викидів:

- Збір викидів в колекторну систему з подачею в лінію прямого коксового газу;
- Термічне допалення;
- Каталітичне допалення.

Найбільш простим і доступним способом вважають знешкодження речовин шляхом подання в лінію прямого коксового газу для очищення в цеху уловлення (на 50 %) і подальшим спаленням в коксових цехах, використанням в доменному або прокатному виробництвах в якості суміші з коксовим газом як палива.

Цей спосіб має наступні недоліки:

- Неможливість очищення від бенз(а)пірену та інших ПАУ, які розповсюджуються на весь металургічний комбінат;
- Збільшення викидів канцерогенних речовин від інших виробництв.

Були спроби вирішення проблеми канцерогенних речовин, в особливості – вмісту бенз(а)пірену, наступним методом – шляхом термічного окислення при температурі 600...1200 °С, але цей напрям не був успішним. Встановлено, що для знешкодження бенз(а)пірену необхідна температура 1500...1700 °С, що потребує додаткової витрати палива в спалювальних установках. Також, недоліком термічного знешкодження відхідних газів є також підвищене утворення оксидів азоту в процесі горіння палива.

Наразі, найбільш раціональним вважають метод каталітичного окислення, яке протікає при порівняно низьких температурах (300...500 °С).

Цей метод є більш економічним і набагато екологічнішим, ніж інші вище згадані методи. При цьому можливо ефективно проводити знешкодження при малих концентраціях речовин з досягненням високих значень ступені очищення (98...100 %). Процес здійснюється за безперервною схемою, що забезпечує стабільне очищення на протязі довгого часу і може бути повністю автоматизованим.

1.4 Засоби для каталітичного знешкодження газових викидів

Процес каталітичного очищення газових викидів ґрунтується на нейтралізації шкідливих домішок шляхом дії на них спеціальними речовинами- каталізаторами, як каталізатори використовують речовини, що беруть активну участь в хімічній реакції, але залишаються незмінними після її закінчення. Каталітичні процеси очищення газів забезпечують високий ступінь очищення та здійснюються за допомогою компактного обладнання [7].

Каталітичні процеси бувають гомогенні та гетерогенні, що визначається агрегатним станом речовини, яка бере участь в каталізі. Технологія очищення та необхідне обладнання визначаються видом каталізу. При гомогенному каталізі каталізатор та реагуючі речовини знаходяться в одній фазі, наприклад, газовій. При гетерогенному процесі каталізатор та реагуючі речовини знаходяться в різних фазах.

Основним фактором, що визначає швидкість каталітичної реакції, є енергія активації. Чим більша енергія активації, тим менше частинок мають в системі таку енергію і тим повільніше відбувається реакція. Якщо величина енергії активації значно менша енергії, яка необхідна для розірвання старих зв'язків, то вона частково компенсується енергією, що звільняється при створенні нових зв'язків [8].

Енергія активації для реакцій за участю радикалів становить 43...50 кДж/моль. В реакціях з молекулами ступінь компенсації зменшується до 60...70%, а енергія активації збільшується до 150...250 кДж/моль. Тобто, проведення корисних хімічних реакцій досягається шляхом використання

каталізаторів, які збільшують ступінь компенсації та знижують енергію активації. Це сприяє збільшенню швидкості хімічних реакцій.

При очищенні газів від домішок використовують тверді каталізатори. Каталіз на твердих каталізаторах складається з таких стадій[9]:

- зовнішня дифузія реагуючих речовин до поверхні каталізатора;
- внутрішня дифузія в порах зерен каталізатора;
- активована (хімічна) адсорбція одного або декількох компонентів на поверхні каталізатора;
- перегрупування атомів (хімічна реакція);
- зворотна дифузія продукту в порах зерен каталізатора;
- дифузія продуктів від поверхні зерен.

Кожна з цих стадій каталітичного процесу повинна мати енергію активації, що значно менша, ніж енергія активації реакції при відсутності каталізатора. В іншому випадку каталітичний процес енергетично буде не спроможний. Загальна швидкість каталітичного процесу визначається відносними швидкостями окремих стадій та може лімітуватися найменшою з них. Розрізняють процеси, що протікають в кінетичній, зовнішньодифузійній та внутрішньодифузійній областях.

Суттєво впливає на процес каталізу температура [10]. Вона не тільки змінює швидкість каталізу, а й лімітує стадію процесу. При відносно низьких температурах, коли швидкість реакції мала порівняно зі швидкістю дифузії, концентрація реагуючих речовин та продуктів реакції зі збільшенням глибини пор зерен каталізатора зменшується несуттєво та близька до концентрації їх в газовому потоці. В цьому випадку процес каталізу протікає в кінетичній області. Ступінь використання внутрішньої поверхні наближається до одиниці і процеси переносу не впливають на швидкість хімічних перетворень.

З підвищенням температури швидкість хімічної реакції збільшується. Одночасно збільшується також швидкість дифузії. В цих умовах підвід реагуючих речовин шляхом дифузії, по всій глибині пор каталізатора. При

певних температурах й настає момент, коли компонент вступає в хімічну реакцію ще до того, як він проникає на всю глибину в пори каталізатора.

Відповідно, певна частина внутрішньої поверхні пор каталізатора із-за дефіциту вихідних речовин фактично не бере участі в каталізі і процес переходить в область внутрішньої дифузії. Ступінь використання внутрішньої поверхні каталізатора буде меншою одиниці. Швидкість каталізу в цьому випадку буде лімітуватися процесом перенесення речовини в мікропорах каталізатора. При подальшому збільшенні температури швидкість хімічної реакції ще більше збільшується.

Як каталізатор використовують речовини, що не входять до складу кінцевих продуктів хімічної реакції, але змінюють її швидкість [11]. Каталізатори повинні мати такі властивості: високу активність й селективність по відношенню до даної реакції; високу хімічну стійкість по відношенню до каталізаторної отрути; низьку температуру запалювання; термічну стійкість; підвищену теплопровідність; значний температурний інтервал роботи; високу механічну міцність; бути дешевими у використанні. Як каталізатори використовують платину, паладій та інші чисті метали або їх з'єднання, так як активність біметалевих каталізаторів вища [12].

Активатори (промотори) – речовини, що підвищують активність каталізаторів. Активатори можуть не мати каталітичних властивостей, але вони здатні підсилювати дію каталітично активних речовин. Вони вступають в реакцію з каталізатором й утворюють з'єднання, що мають більшу, порівно з чистими каталітичними речовинами, активність. Активатори можуть збільшувати активність речовин в сотні й тисячі разів.

Носіями є речовини, що самі не мають каталітичних властивостей та не підсилюють активність каталізатора, а є основою, на яку наноситься каталізатор [13]. В деяких випадках носії можуть впливати на активність та селективність каталізаторів. Використання носіїв дозволяє змінювати структуру каталізаторів та зменшувати витрати каталітично активних речовин. Як носії використовують інертні пористі речовини, що мають

розвинуту поверхню (активне вугілля, алюмосилікати, силікагелі, азбест, пемза, цеоліти тощо).

Сучасні апарати для каталітичного очищення газів повинні мати високу продуктивність і забезпечувати безперервність процесу [14]. Для каталітичного очищення газів використовуються різні за способом взаємодії з каталізатором та функціональним призначенням апарати (рис. 1.3).

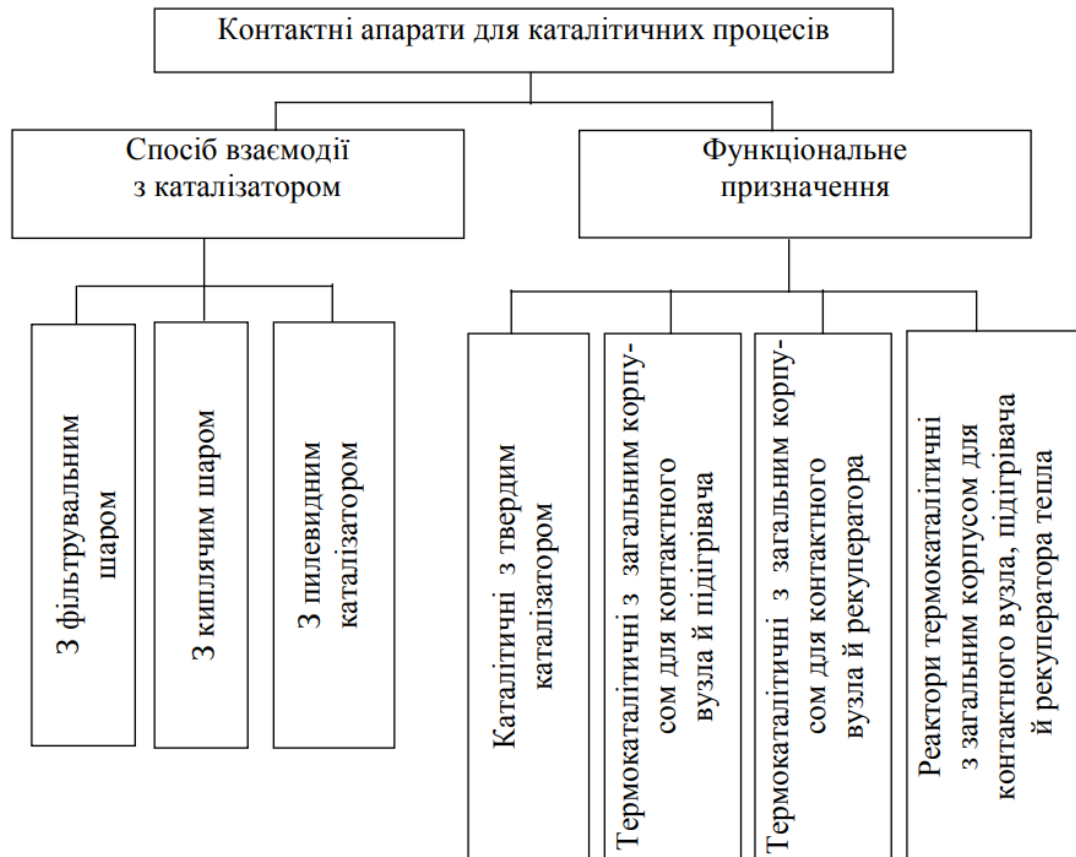
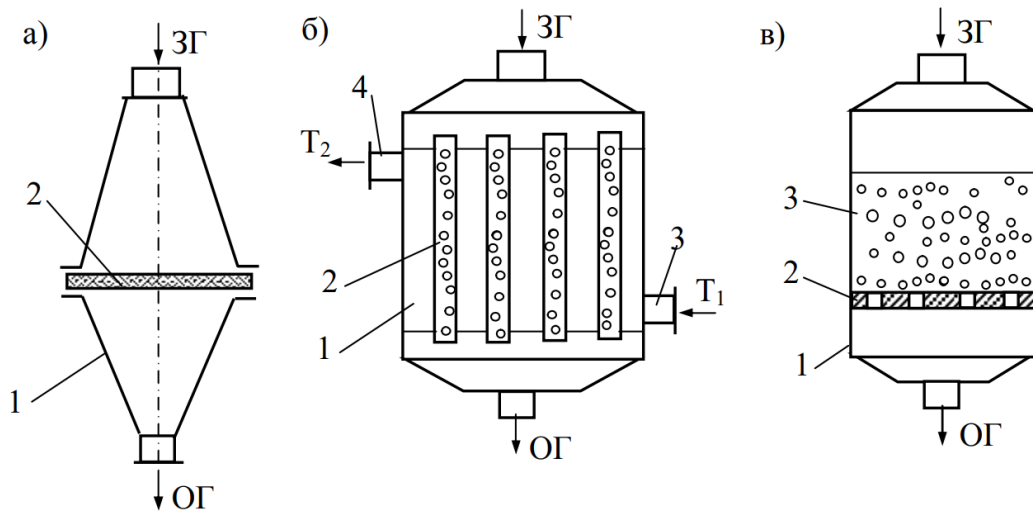


Рисунок 1.3 – Класифікація апаратів для каталітичного очищення газів

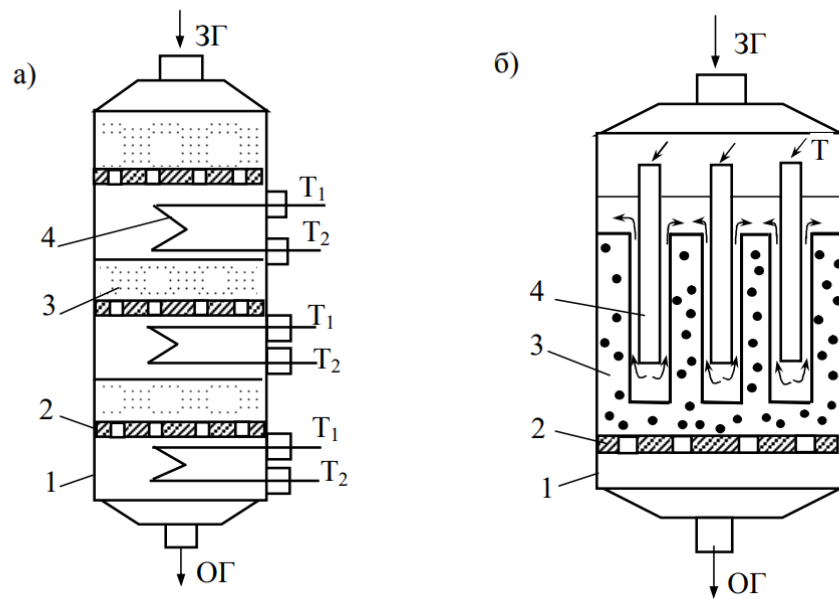
Принцип дії апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора ґрунтується на фільтрації газу через шар нерухомого каталізатора [15-17]. Конструктивні схеми апаратів з металевою решіткою (рис. 1.4, а), з трубчастими контактними елементами (рис. 1.4, б), у вигляді твердих тіл різної форми, що розміщені на перфорованих решітках (рис. 1.4, в) є характерними для апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора.



а) з металевою решіткою: 1 – корпус; 2 – каталізатор у вигляді сітки; б) з трубчастими контактними елементами: 1 – корпус; 2 – каталізатор; 3 – штуцер подачі теплоносія; 4 – штуцер виходу відпрацьованого теплоносія; в) у вигляді твердих тіл на перфорованих решітках: 1 – корпус; 2 – перфорована решітка; 3 – каталізатор у вигляді твердих тіл різної форми

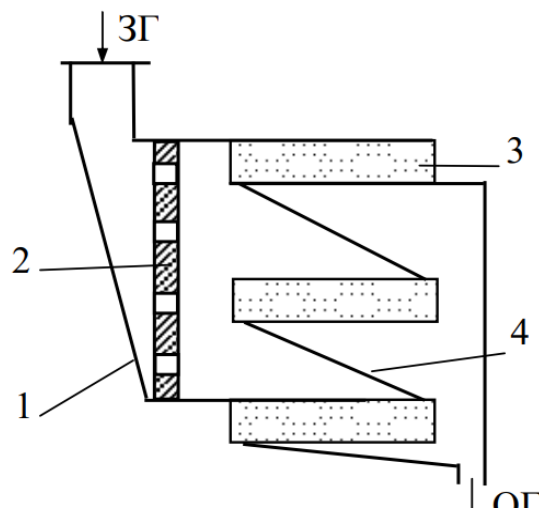
Рисунок 1.4 - Схеми контактних апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора:

Для прискорення процесу очищення газу в одному апараті встановлюють декілька шарів каталізатора (рис. 1.5, а), встановлюють трубки з каталізатором, в просторі між якими розташовується теплоносієм або холодоагент (рис. 1.5, б) та використовують інші конструктивні рішення. Конструктивна схема каталітичного реактора у вигляді прямокутної камери, всередині якої розміщені касети з каталізатором подана на рис. 1.6 [18-22].



а) Контактний апарат з фільтрувальним шаром каталізатора та прискореним процесом очищення газу з кількома шарами контактної маси: 1 – корпус; 2 – решітка; 3 – каталізатор; 4 – теплообмінники, що змонтовані між шарами каталізатора; б) Трубчастий контактний апарат з фільтрувальним шаром каталізатора та прискореним процесом очищення газу: 1 – корпус; 2 – решітка; 3 – каталізатор в трубках; 4 – трубки Фільда для теплообміну

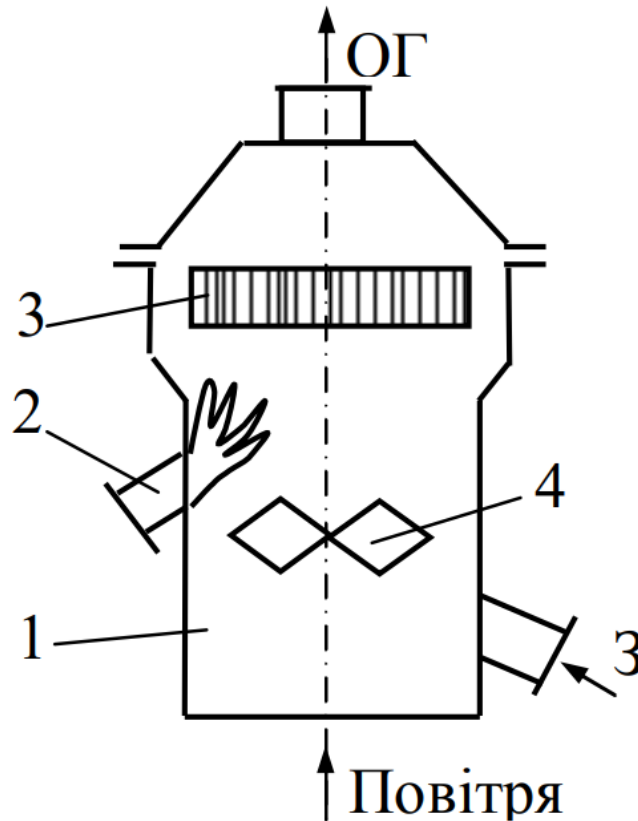
Рисунок 1.5 – Контактні реактори



1 - корпус; 2 – розподільча решітка; 3 – касета з каталізатором; 4 – перегородка

Рисунок 1.6 – Конструктивна схема каталітичного реактора з касетним розміщенням каталізатора:

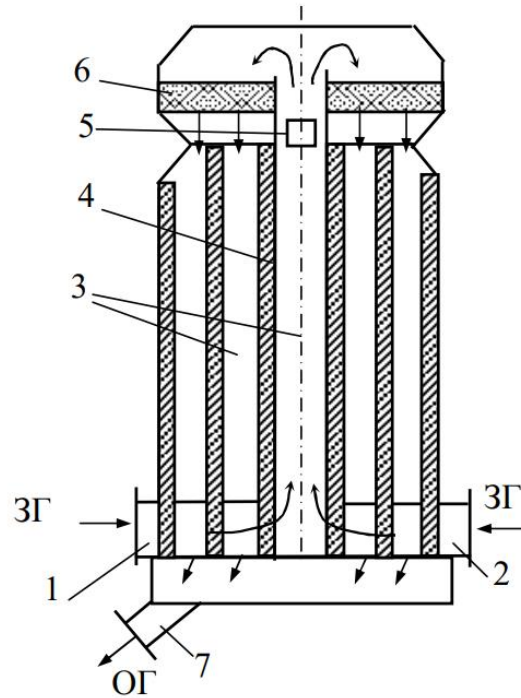
В термokatалітичних реакторах в одному корпусі знаходиться контактний вузол й підігрівач, що дозволяє зменшувати їх габарити. Вони прості у виготовленні та експлуатації. На рис. 1.7 подана схема термokatалітичного реактора у вигляді насадки, що розташована на верхній частині труби.



1 – циліндричний корпус; 2 – пальник для підігрівання газу; 3 – стільниковий каталізатор; 4 – змішувач газу

Рисунок 1.7 – Термokatалітичний реактор у вигляді насадки, що розташована на верхній частині труби:

Поширені для промислового очищення газів каталітичні реактори, в яких в одному корпусі розташовані контактний вузол, підігрівач та рекуператор. Реактор з модульним компонуванням залежно від параметрів газів, що очищуються, показаний на рис. 1.8.



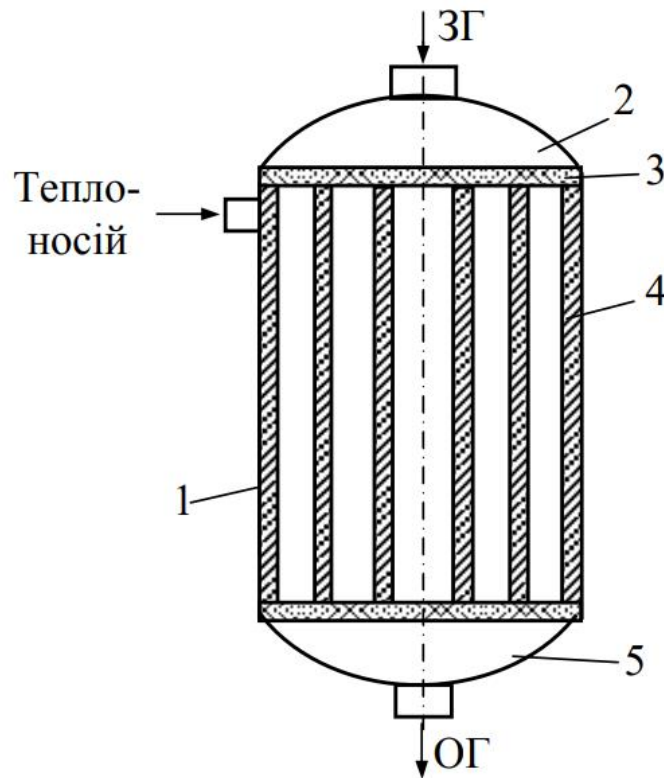
1, 2 – штуцери подачі забрудненого газу; 3 – міжтрубний простір; 4 – рекуператор; 5 – форсунки; 6 – каталізатор; 7 – патрубок відведення очищеного газу

Рисунок 1.8 – Реактор з модульним компонуванням

Забруднений газ надходить в реактор через штуцери 1 та 2, що розташовані діаметрально, проходить в міжтрубному просторі 3 рекуператора 4, де підігрівається до температури 200°C . Далі газ, що очищується, змішується з гарячими газами, що виходять з форсунки 5. В результаті його температура підвищується до $250\text{...}400^{\circ}\text{C}$. Газова суміш проходить через шар каталізатора 6, де очищується від домішок. Очищений газ віддає своє тепло свіжому газу в рекуператорі та через патрубок 7 виходить з апарата.

Недоліком апаратів з фільтрувальним шаром є можливість забруднення каталізатора твердими частинками, якщо вони знаходяться у газі, що очищується [23].

Цей недолік відсутній в трубчастих реакторах з нанесеним на внутрішню поверхню трубок каталізатором (рис. 1.9).



1 – циліндричний корпус; 2 – кришка, 3 – трубна решітка, 4 – труби з нанесеним каталізатором; 5 – днище

Рисунок 1.9 – Трубчастий реактор

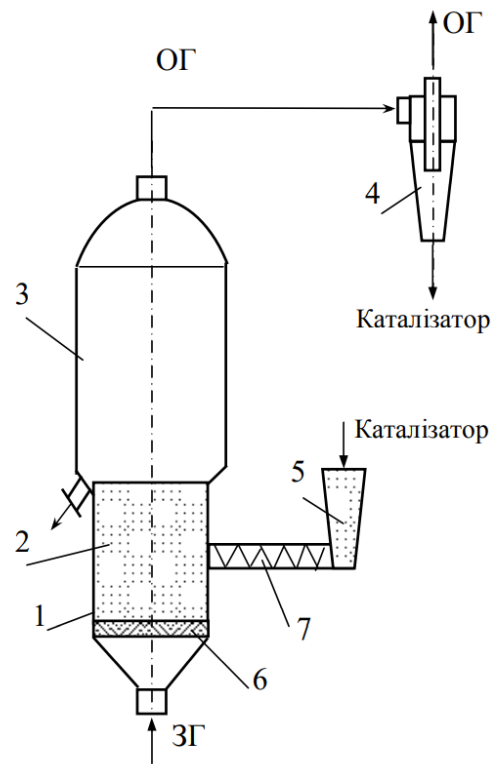
Для інтенсифікації каталітичних процесів використовують киплячий шар, при якому кожна гранула каталізатора інтенсивно з усіх боків омивається газом.

Перевагою цих апаратів є добра теплопровідність, що обумовлена інтенсивним перемішуванням частинок, та високий коефіцієнт тепловіддачі від шару каталізатора до поверхні теплообмінників [24]. Рухомість киплячого шару каталізатора дозволяє механізувати й автоматизувати процеси безперервного завантаження та вивантаження каталізатора, підтримувати постійною висоту шару. Інтенсивність перемішування твердої фази не

допускає локального перегрівання або переохолодження каталізатора. Використання каталізатора з гранулами малих розмірів збільшує питому поверхню.

Недоліком киплячого шару є швидке стирання й винесення пиловидного каталізатора з апарата, а також неможливість організації протитечії руху, що зменшує рухому силу процесу [25]. Недоліком також є підвищена корозія апаратури, яка розміщена в зоні киплячого шару [26].

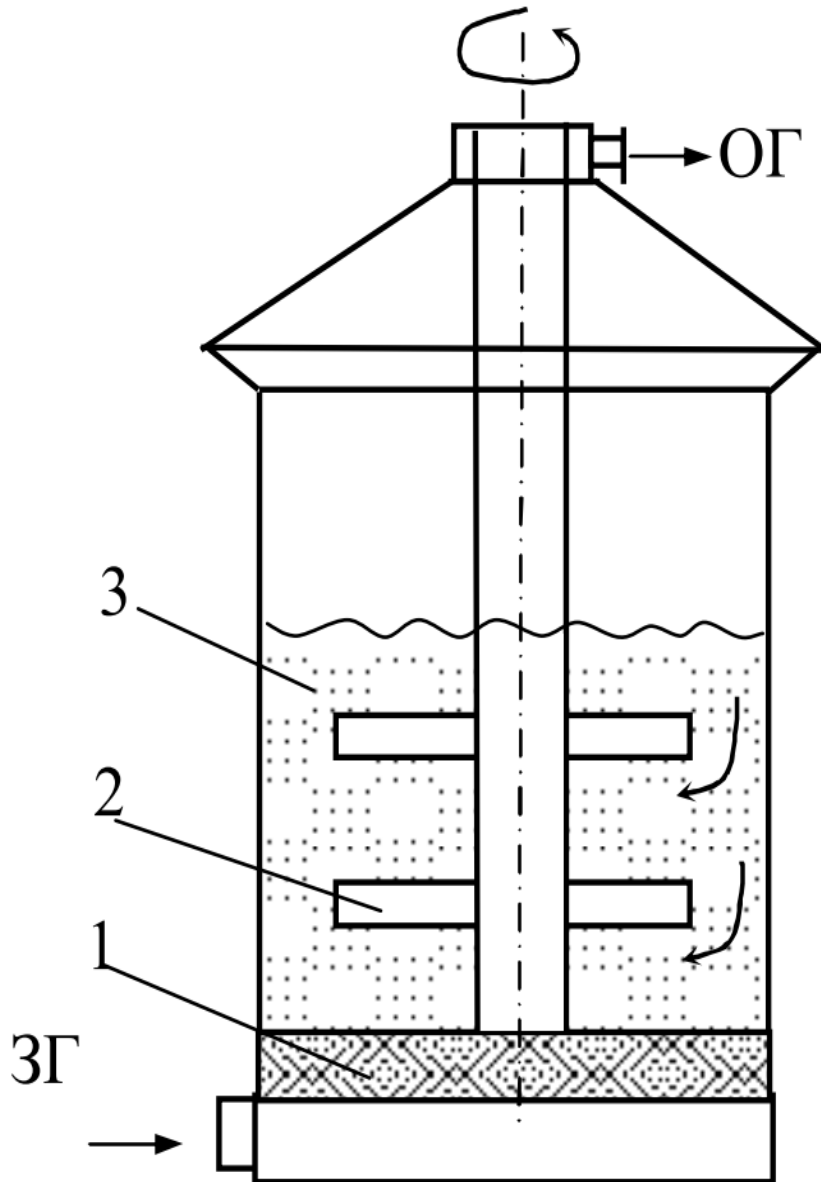
На рис. 1.10 зображена схема контактного апарата з киплячим шаром каталізатора.



1 – нижня циліндрична частина корпусу; 2 – дрібнозернистий каталізатор з діаметром частинок 0,5...1,5 мм; 3 – розширена верхня частина корпусу для зменшення виносу дрібних частинок каталізатора; 4 – циклон для очищення газу від каталізатора; 5 – бункер для завантаження каталізатора; 6 – газорозподільна решітка, під яку подається газ, що забезпечує псевдо-рух каталізатора; 7 – шнековий пристрій для подачі каталізатора в робочу зону

Рисунок 1.10 – Контактний апарат з киплячим шаром каталізатора

Схема каталітичного реактора з киплячим шаром й мішалкою, що дозволяє упорядкувати перемішування твердої фази в киплячому шарі наведена на рис. 1.11.

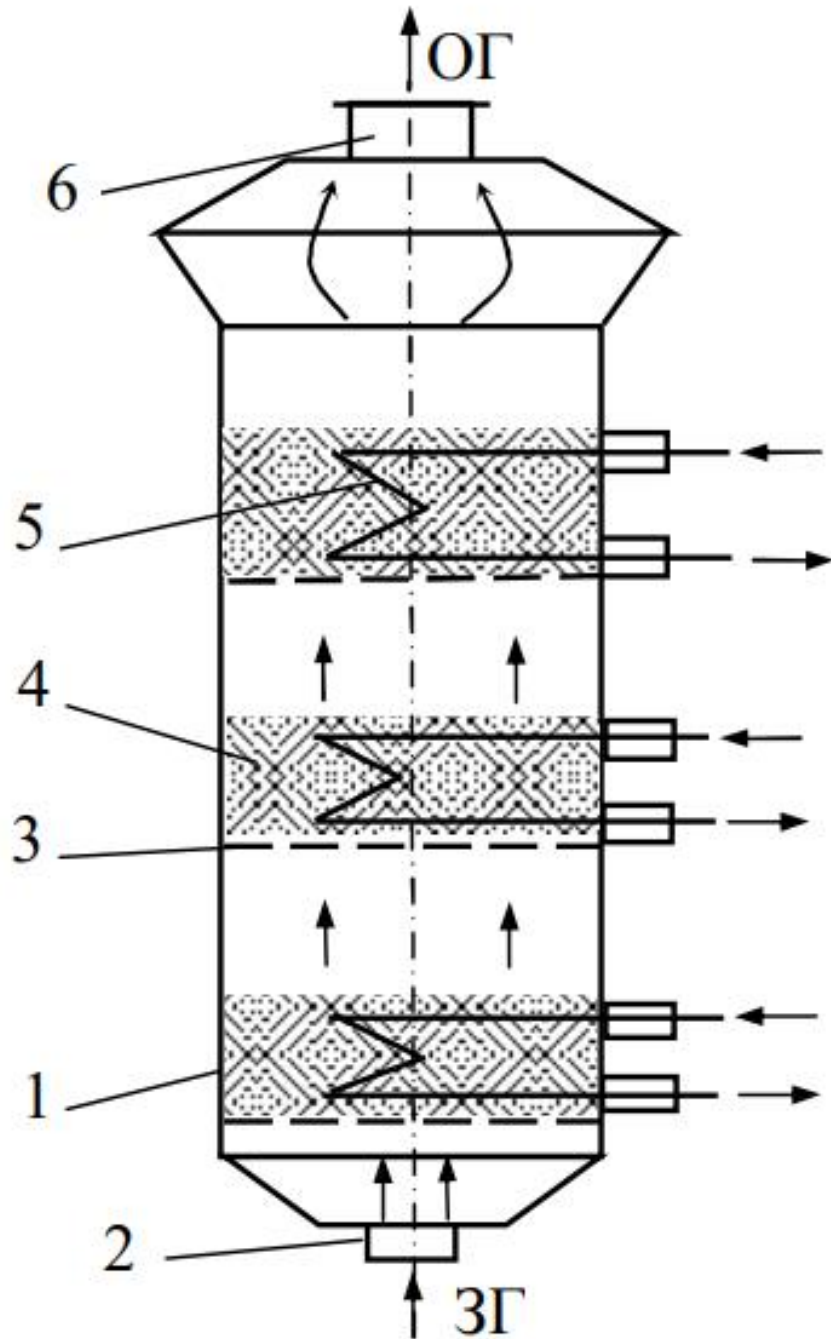


1 – газорозподільна решітка; 2 – мішалка; 3 – шар каталізатора

Рисунок 1.11 – Каталітичний реактор з киплячим шаром й мішалкою:

З метою інтенсифікації каталітичних процесів за рахунок омивання гранул каталізатора з усіх сторін використовують киплячий шар, який розташовують в апараті на одній або декілька полицях. Конструктивна схема

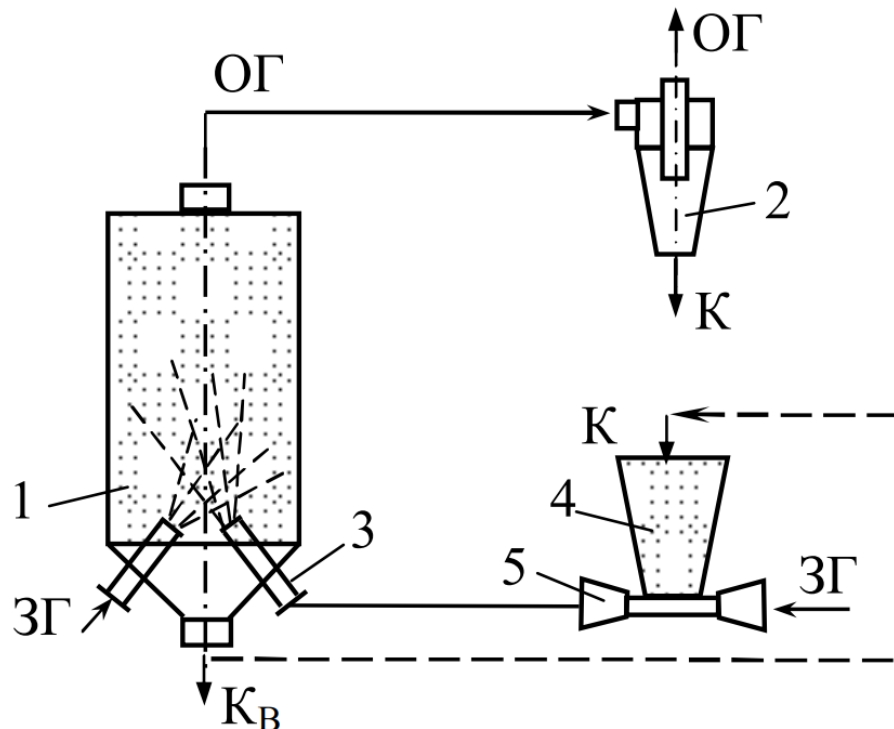
багатополичного каталітичного реактора з киплячим шаром зображена на рис. 1.12 [27].



1 – корпус; 2 – штуцер подачі забрудненого газу; 3 – решітка; 4 – каталізатор;
5 – теплообмінник; 6 – штуцер відведення очищеного газу

Рисунок 1.12 – Конструктивна схема багатополичного каталітичного реактора

Каталітичний реактор з пилоподібним каталізатором дозволяє інтенсифікувати процес очищення газів за рахунок розпилення спеціальними соплами каталізатора у вигляді дрібних частинок. Завдяки такій подачі каталізатора більш повно використовується об'єм апарата, в якому відбувається реакція [28]. Схема реактора з пилоподібним каталізатором наведена на рис. 1.13.



1 – циліндричний корпус, в нижній частині якого розміщені сопла 3 та бункер 4; 2 – циклон; 5 – ежекторний пристрій

Рисунок 1.13 – Реактор с пилоподібним каталізатором:

Забруднений газ ділиться на два потоки. Один потік надходить в реактор, а другий - в ежекторний пристрій 5, де змішується з каталізатором, що розміщений в бункері 4. Уловлення частинок каталізатора з очищеного газу відбувається в циклоні 2. Другий потік сприяє більш ретельному й рівномірному перемішуванню газу з каталізатором. Реакція відбувається коли частинки каталізатора знаходяться в польоті.

1.5 Висновки по розділу 1

1. Проаналізовано технології коксохімічного виробництва. Встановлено основні джерела і компоненти викидів смолопереробного цеху.

2. Розглянуто існуючі методи очищення вентиляційних газів. Встановлено, що найбільш перспективним методом є використання каталітичного знешкодження.

3. Проведено класифікацію існуючих газоочисних апаратів, що реалізують метод терموкаталітичного очищення.

2 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕРМОКАТАЛІТИЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ВЕНТИЛЯЦІЙНИХ ГАЗІВ КОКСОХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА

2.1 Аналіз використання каталізаторів для очищення вентиляційних газів складів смолопереробного цеху

Наразі, система каталітичного очищення вентиляційних газів запроектована та реалізована для окремих приміщень та ємностей цехів *смолопереробки кам'яновугільної смоли та уловлення хімічних продуктів коксування ПАТ «Запоріжжкокс»*.

Наведені цехи мають наступний структурний поділ :

- *Цех смолопереробки кам'яновугільної смоли;*
 - Відділення дистиляції;
 - Відділення кристалізації;
 - Пристрої для грануляції піку і отримання електродного піку;
 - Склади і вантажні пристрої для зберігання і завантаження кристалічних продуктів, смоли і різних видів піку, а також масла і фенолів;
 - Відділення біохімічної очистки стічних вод;
- *Цех уловлення хімічних продуктів коксування;*
 - Відділення конденсації;
 - Машинне відділення;
 - Сульфатне відділення;
 - Аміачне відділення;
 - Бензольне відділення.

Були встановлені 4 комплекси каталітичного знешкодження (реактори) КР1-ЗУ-01 для наступних підрозділів: для *цеху смолопереробки кам'яновугільної смоли (ЦСПКС)* – відділення дистиляції смоли, склади смоли, склади масел (3 комплекси); для *цеху уловлення хімічних продуктів коксування (ЦУХПК)* – відділення дистиляції бензолу (1 комплекс). Кожен комплекс (установка) складається з двох апаратів, що під'єднані паралельно, та вентилятору. Другий апарат виконує функції резервного.

Підрозділом для дослідження було обрано склади для зберігання кам'яновугільної смоли. Вентиляційні гази від дихання ємностей, що надходять з даного підрозділу, мають наступний вміст токсичних речовин (табл. 2.1) [29]:

Таблиця 2.1 – Вміст забруднюючих речовин в вентиляційних газах складів зберігання кам'яновугільної смоли

| Забруднююча речовина | Вміст в газовій суміші, мг/м ³ | ГДВ зі стаціонарних джерел, мг/м ³ | Клас небезпеки |
|----------------------|---|---|----------------|
| Фенол | 1,8 | 20 | I |
| Нафталін | 86,8 | 20 | I |
| Бенз(а)пірен | 1,82 | 0,1 | I |
| Аміак | 112 | - | - |
| Сірководень | 12,1 | 5 | II |
| Ціанистий водень | 7,3 | 5 | II |
| Бензол | 177,5 | 5 | III |

На першому етапі дослідження здійснено порівняння каталізаторів, які можуть бути використані для знешкодження вищенаведених забруднювачів

Були обрані наступні екземпляри:

- Інтерметалідний каталізатор ПК-3-III (Al_2O_3-Pd) (рис. 2.1) [30]
- Шлаковий мідно-кобальтовий каталізатор [31]
- ГТТ (Mn-Cu-Ni) (рис. 2.2) [32]
- Гопталюм (Mn-Cu) (рис. 2.3) [33]



Рисунок 2.1 – Інтерметалідний паладієвий каталізатор ПК-3-Ш



Рисунок 2.2 – Каталізатор серії ГТТ



Рисунок 2.3 – Каталізатор Гопталюм

Характеристики каталізаторів наведені в таблицях нижче (табл. 2.2, 2.3, 2.4, 2.5)

Таблиця 2.2 – Характеристика досліджуваних каталізаторів

| Показник | | Значення показнику |
|--------------------------------------|----------------------------|-------------------------|
| Інтерметалідний каталізатор ПК-3-Ш | | |
| Носій каталізатору | | Оксид алюмінію |
| Зовнішній вигляд | | Гранули сферичної форми |
| Діаметр гранул, мм | | 3,5...6,0 |
| Насипна щільність, г/см ³ | | 0,6...0,8 |
| Механічна міцність на | Стирання, % пилу за хв. | ≤ 0,3 |
| | Стискання, МПа | ≥ 4,5 |
| Масова доля паладію, % | | ≥ 0,095 |

Таблиця 2.3 – Характеристика шлакового мідно-кобальтового каталізатору

| Шлаковий мідно-кобальтовий каталізатор | | |
|---|---------|---|
| Носій каталізатору | | Рядовий конвертерний шлак підприємства |
| Зовнішній вигляд | | Частки неправильної форми, сірі або чорні, матові |
| Розмір часток, мм | | 3...5 |
| Насипна щільність, г/см ³ | | 1,7...1,9 |
| Механічна міцність на стискання одної частки | | ≥ 30 |
| Масова доля, % | Кобальт | ≥ 3,4 |
| | Мідь | ≥ 2,6 |
| Каталітична активність, % | | ≥ 98 |

Таблиця 2.4 – Характеристика каталізатору Гопталюм

| Гопталюм (Mn-Cu) | | |
|--------------------------------------|--------------------------------|-----------------------------|
| Зовнішній вигляд | | Таблетки циліндричної форми |
| Хімічний склад, % | Mn ₃ O ₄ | 30...40 |
| | CuO | 20...30 |
| | NiO | |
| | Талюм | 40 |
| Розміри, мм | Діаметр | 4±0,5 |
| | Довжина | 7,5±2,5 |
| Насипна щільність, г/см ³ | | 1,25 |
| Механічна міцність, МПа | | 34,32 |

Таблиця 2.5 – Характеристика каталізатору ГТТ

| ГТТ (Mn-Cu-Ni) | | |
|--------------------------------------|--------------------------------|-----------------------------|
| Зовнішній вигляд | | Таблетки циліндричної форми |
| Розміри, мм | Діаметр | 6,0±0,5 |
| | Довжина | 3,5±1,0 |
| Хімічний склад, % | Mn ₃ O ₄ | 33,3 |
| | CuO | 16,7 |
| | NiO | 10 |
| | Талюм | 40 |
| Насипна щільність, г/см ³ | | 1,4 |
| Механічна міцність, МПа | | 30 |

Був проведений відбірний іспит вищенаведених каталізаторів в умовах реактору КР1-ЗУ-01. Завданням визначено знешкодження постійних компонентів вентиляційних викидів – бензолу, нафталіну та сірководню за умов базового технологічного процесу при температурі 80°C та витраті газу (об'ємній швидкості) 2000 м³/год.. Результати для кожного з каталізаторів

наведені в графіках. (рис. 2.4; 2.5; 2.6; 2.7). Кінцеві результати першого етапу дослідження зведено в табл. 2.6

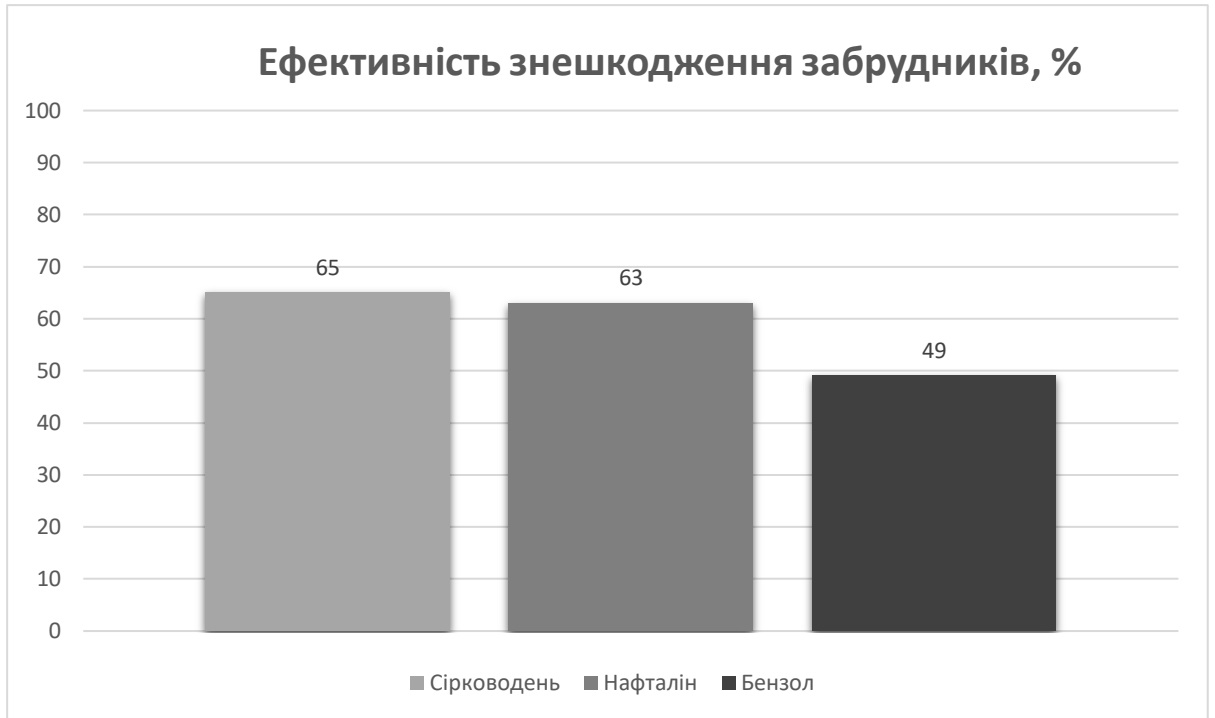


Рисунок 2.4 – Результати відбірного тесту каталізатору ПК-3-III

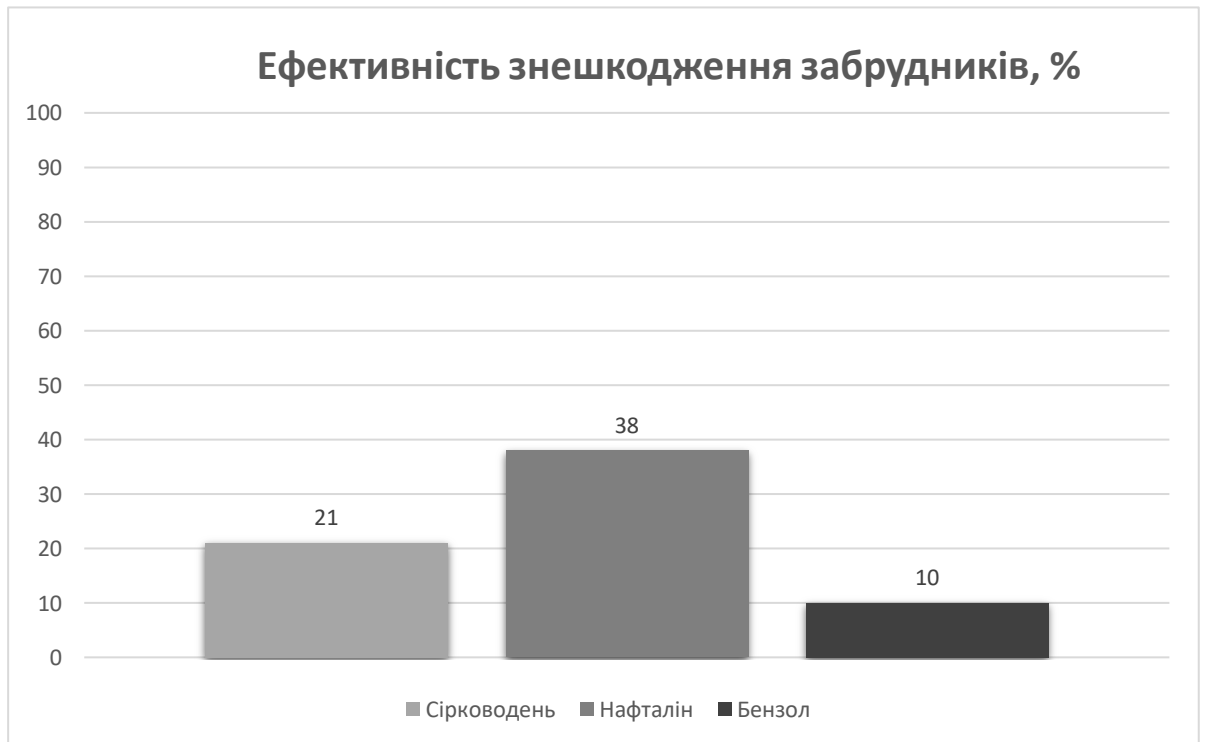


Рисунок 2.5 – Результати відбірного тесту шлакового мідно-кобальтового каталізатору

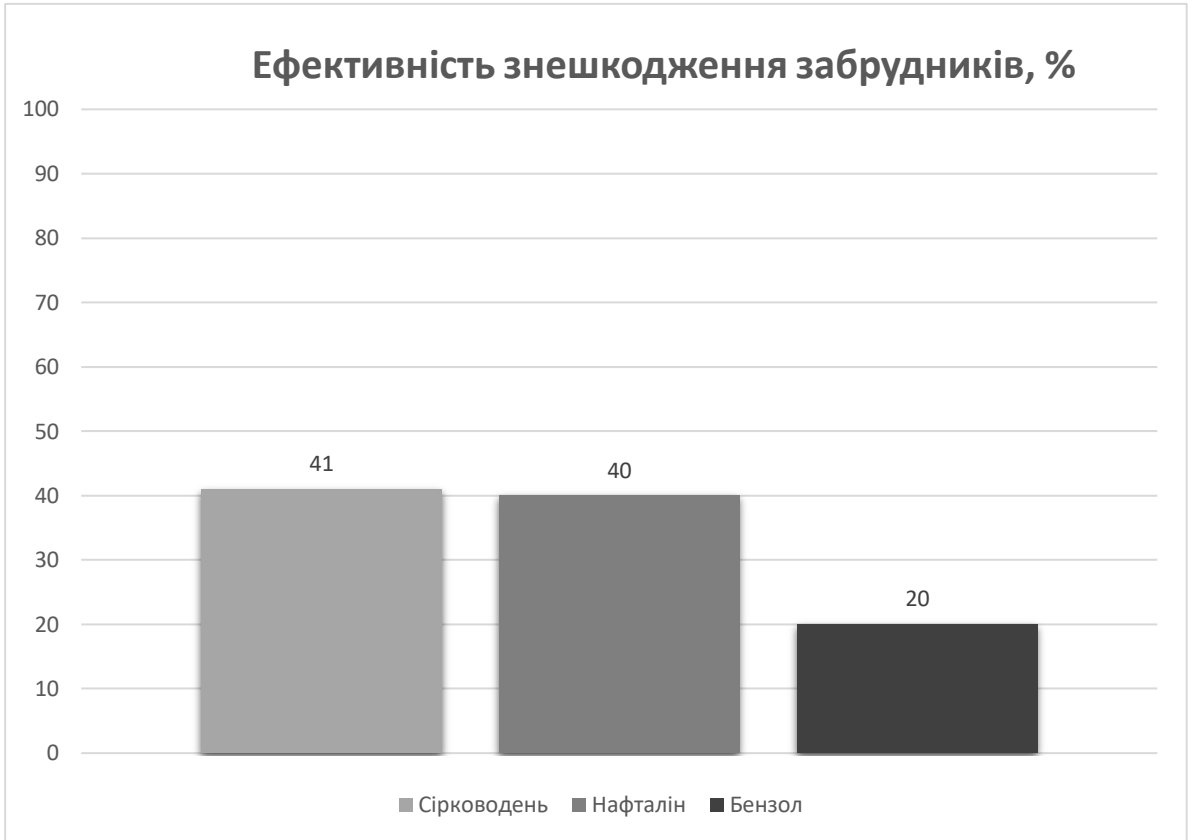


Рисунок 2.6 – Результати відбірного тесту каталізатору Гопталюм

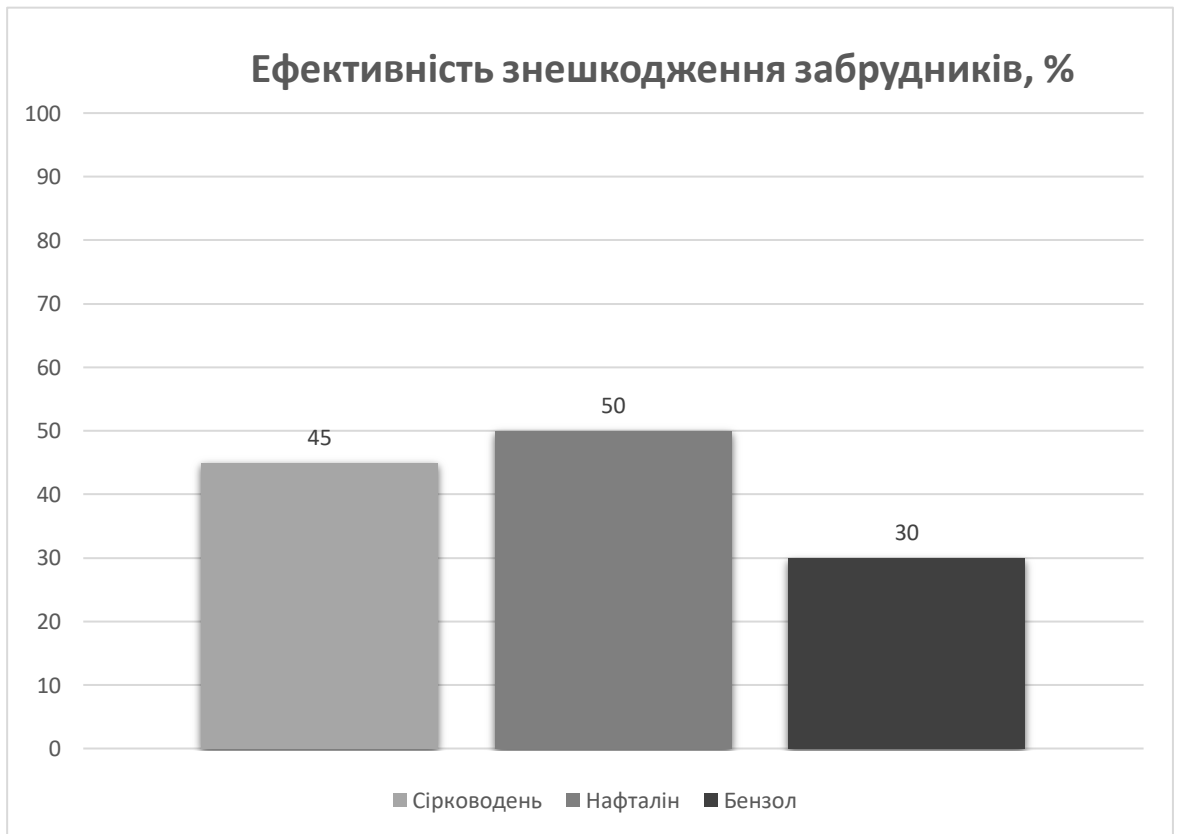


Рисунок 2.7 – Результати відбірного тесту каталізатору ГТТ

Таблиця 2.6 – Зведені результати першого етапу дослідження

| Досліджуваний каталізатор | Токсичні компоненти | Ефективність знешкодження, % |
|--|---------------------|------------------------------|
| ПК-3-Ш ($\text{Al}_2\text{O}_3\text{-Pd}$) | Сірководень | 65 |
| | Нафталін | 63 |
| | Бензол | 49 |
| Шлаковий каталізатор (Cu-Co) | Сірководень | 21 |
| | Нафталін | 38 |
| | Бензол | 10 |
| Гопталюм (Mn-Cu) | Сірководень | 41 |
| | Нафталін | 40 |
| | Бензол | 20 |
| ГТТ (Mn-Cu-Ni) | Сірководень | 45 |
| | Нафталін | 50 |
| | Бензол | 30 |

За результатами відбірного тестування найбільшу ефективність знешкодження токсичних сполук при заданих умовах продемонстрував каталізатор ПК-3-Ш. Використання даного каталізатору, окрім дотримання норм ГДВ, дозволить підприємству економити на екологічних податках.

2.2 Визначення оптимального режиму роботи при використанні каталізатору ПК-3-Ш

Виходячи з недостатнього ступеню очищення ключових забруднюючих речовин при заданій температурі та витраті газу, був проведений другий етап дослідження для каталізатору, що показав себе найкраще (ПК-3-Ш).

Завданням другого етапу є встановлення для обраного каталізатору оптимальних параметрів роботи – досягнення найбільш виправданих значень температури та витрати газу всередині реактору при задовільному рівні знешкодження токсичних сполук.

З цією метою були проведені відповідні випробування при змінних параметрах температури та витрати газу.

2.2.1 Дослідження залежності ефективності очищення від зміни температурного режиму

Для випробування каталізатору при різних температурних умовах, були обрані наступні параметри технологічного процесу:

- $T_1 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_2 = 250 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_3 = 350 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_4 = 450 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_5 = 550 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{\text{max}} = 650 \text{ }^\circ\text{C}$
- $Q = \text{const} = 2000 \text{ м}^3/\text{год.}$
- $P = \text{const} = 1000 \text{ Па}$

де $T_1 \dots T_5$ – температурні параметри газу;

T_{max} – максимальна допустима температура для даного типу реакторів;

Q – витрата газу в реакторі;

P – вакууметричний тиск в системі.

В ході досліду були побудовані діаграми (рис. 2.7; 2.8; 2.9), що демонструють ефективність очищення токсичних сполук при вище наведених параметрах технологічного процесу.

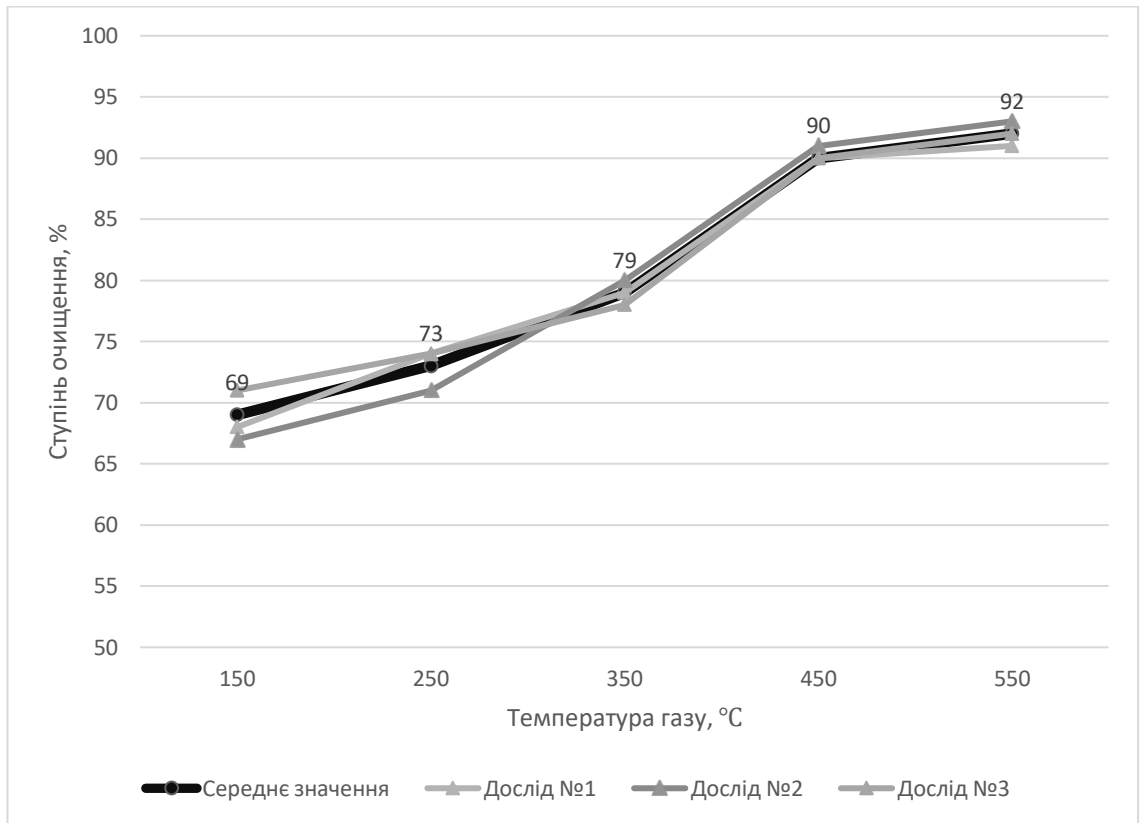


Рисунок 2.7 – Ефективність очищення сірководню

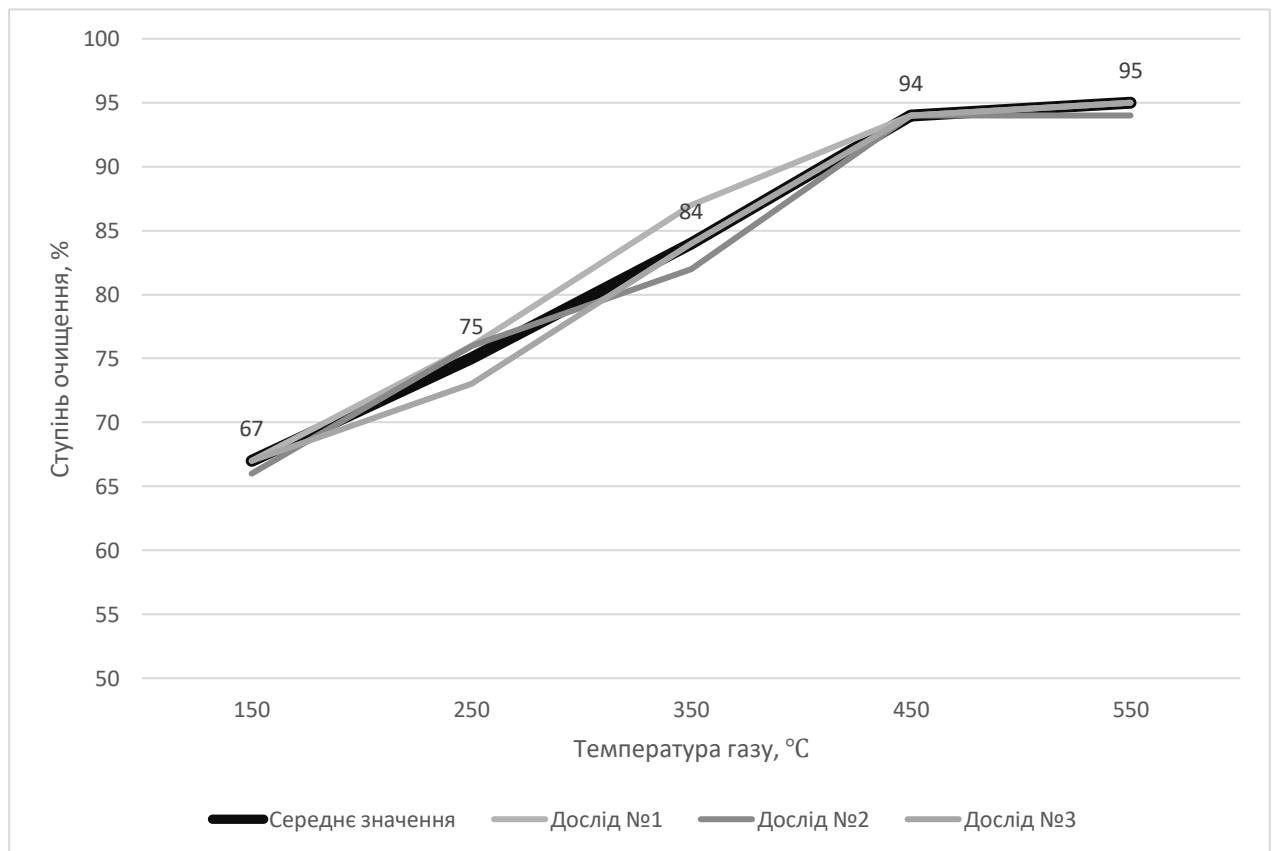


Рисунок 2.8 – Ефективність очищення нафталіну

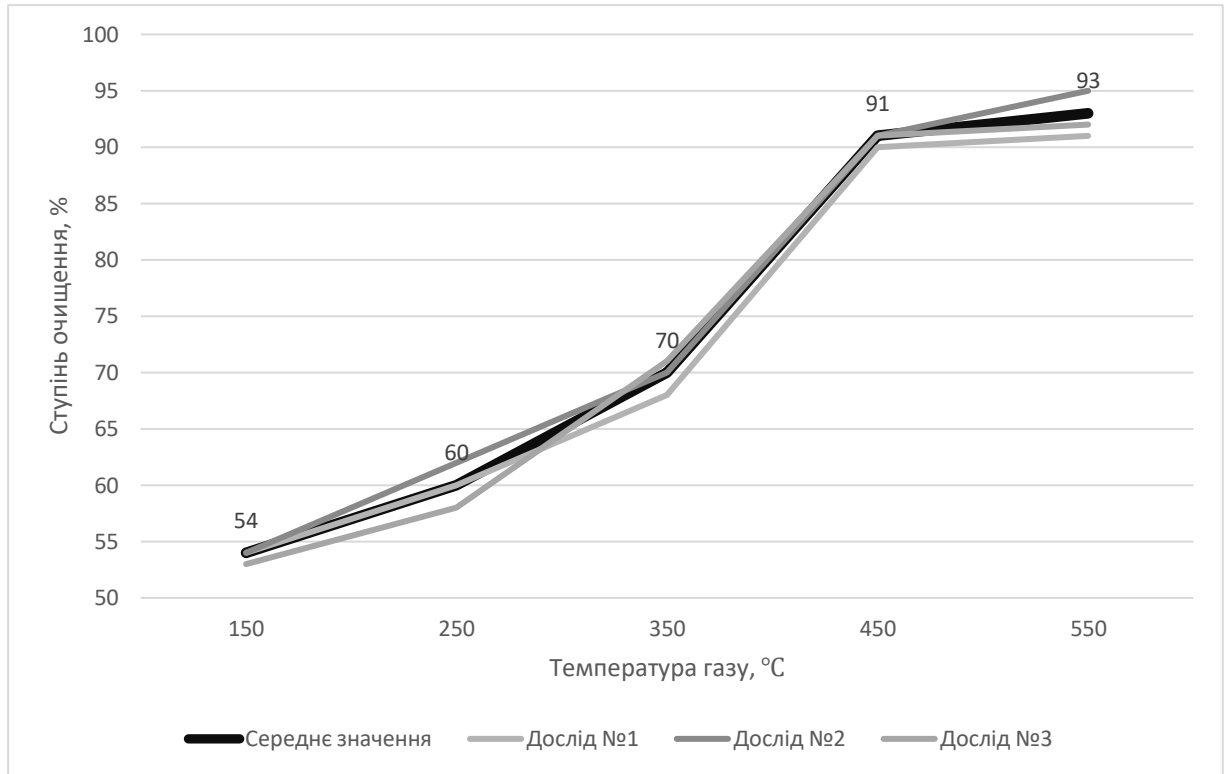


Рисунок 2.9 – Ефективність очищення бензолу

Результати дослідів зведено до таблиці 2.7

Таблиця 2.7 – Результати експерименту зі змінним параметром температури

| Компонент газової суміші | | Ефективність очищення при температурних параметрах, % | | | | |
|--------------------------|------------------|---|-------|-------|-------|-------|
| | | 150°C | 250°C | 350°C | 450°C | 550°C |
| Сірководень | Дослід №1 | 68 | 74 | 79 | 90 | 91 |
| | Дослід №2 | 67 | 71 | 80 | 91 | 93 |
| | Дослід №3 | 71 | 74 | 78 | 90 | 92 |
| | Середнє значення | 69 | 73 | 79 | 90 | 92 |
| Нафталін | Дослід №1 | 67 | 76 | 87 | 94 | 95 |
| | Дослід №2 | 66 | 76 | 82 | 94 | 94 |
| | Дослід №3 | 67 | 73 | 84 | 94 | 95 |
| | Середнє значення | 67 | 75 | 84 | 94 | 95 |
| Бензол | Дослід №1 | 54 | 60 | 68 | 90 | 91 |
| | Дослід №2 | 54 | 62 | 70 | 91 | 95 |
| | Дослід №3 | 53 | 58 | 71 | 91 | 92 |
| | Середнє значення | 54 | 60 | 70 | 91 | 93 |

На основі результатів дослідження побудований кінцевий графік залежності ступеню знешкодження шкідливих компонентів від температури вентиляційного газу (рис. 2.10).

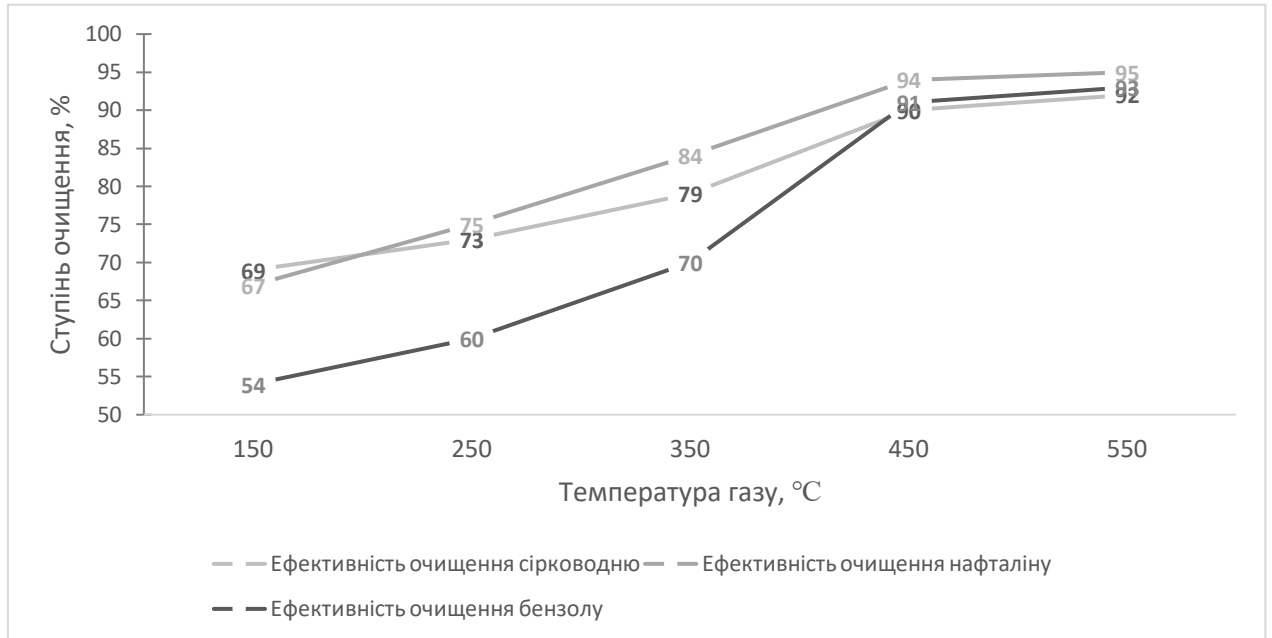


Рисунок 2.10 – Усереднена залежність знешкодження шкідливих компонентів від температури вентиляційного газу

Аналізуючи результати випробування, приймаємо температуру технологічного процесу T_4 (450°C) як найбільш оптимальну. Відповідна цій температурі ступінь очищення 4-х компонентів газової суміші є задовільною.

2.2.2 Дослідження залежності ефективності очищення від зміни швидкості проходження газу

Для випробування у змінних умовах швидкості проходження газу (в еквіваленті витрати газу) були обрані наступні технологічні параметри дослідження:

- $Q_1 = 500 \text{ м}^3/\text{год.}$
- $Q_2 = 1\,000 \text{ м}^3/\text{год.}$
- $Q_3 = 2\,000 \text{ м}^3/\text{год.}$
- $Q_4 = 5\,000 \text{ м}^3/\text{год.}$
- $Q_5 = 10\,000 \text{ м}^3/\text{год.}$

- $T = \text{const} = 450^{\circ}\text{C}$
- $P = \text{const} = 1000 \text{ Па}$

де $Q_1 \dots Q_5$ – параметри витрати газу;

T – оптимальна температура газу;

P – вакууметричний тиск в системі.

Під час дослідів були побудовані діаграми (рис. 2.11; 2.12; 2.13), що демонструють ефективність очищення токсичних сполук при вище наведених параметрах технологічного процесу.

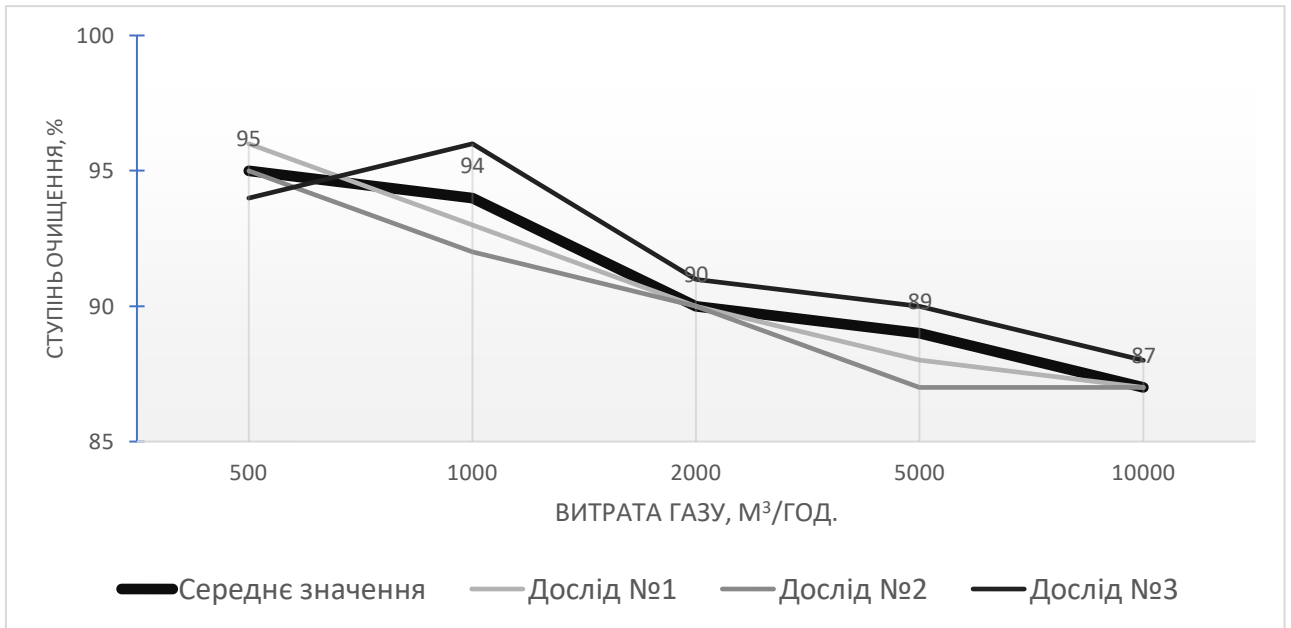


Рисунок 2.11 – Ефективність очищення сірководню

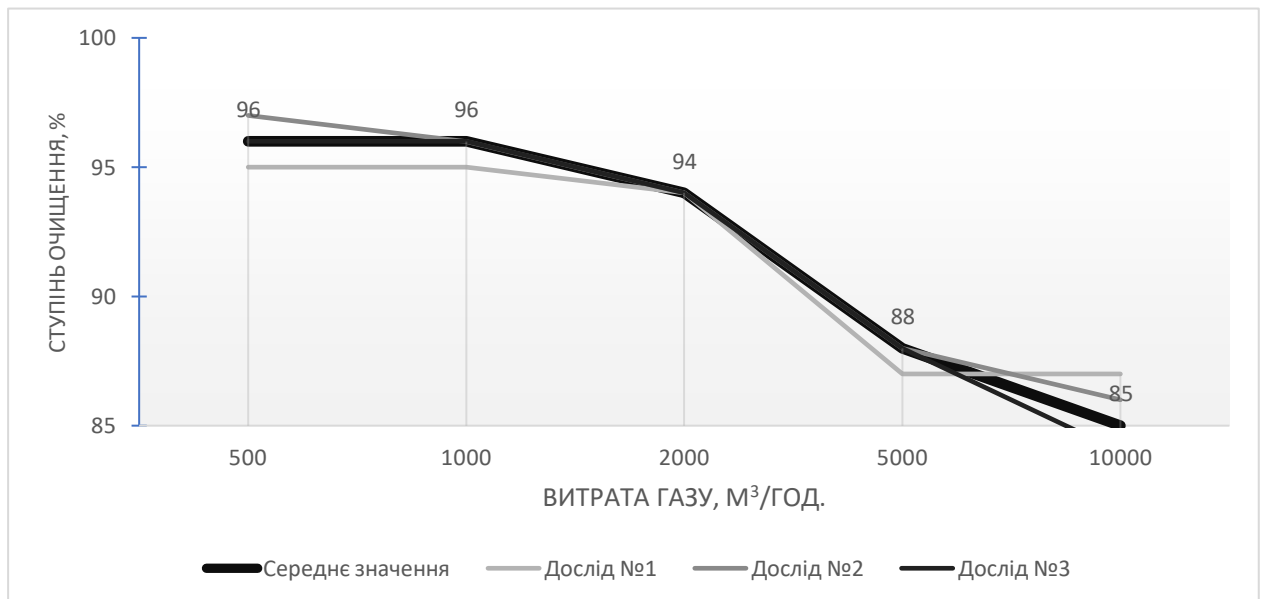


Рисунок 2.12 – Ефективність очищення нафталіну

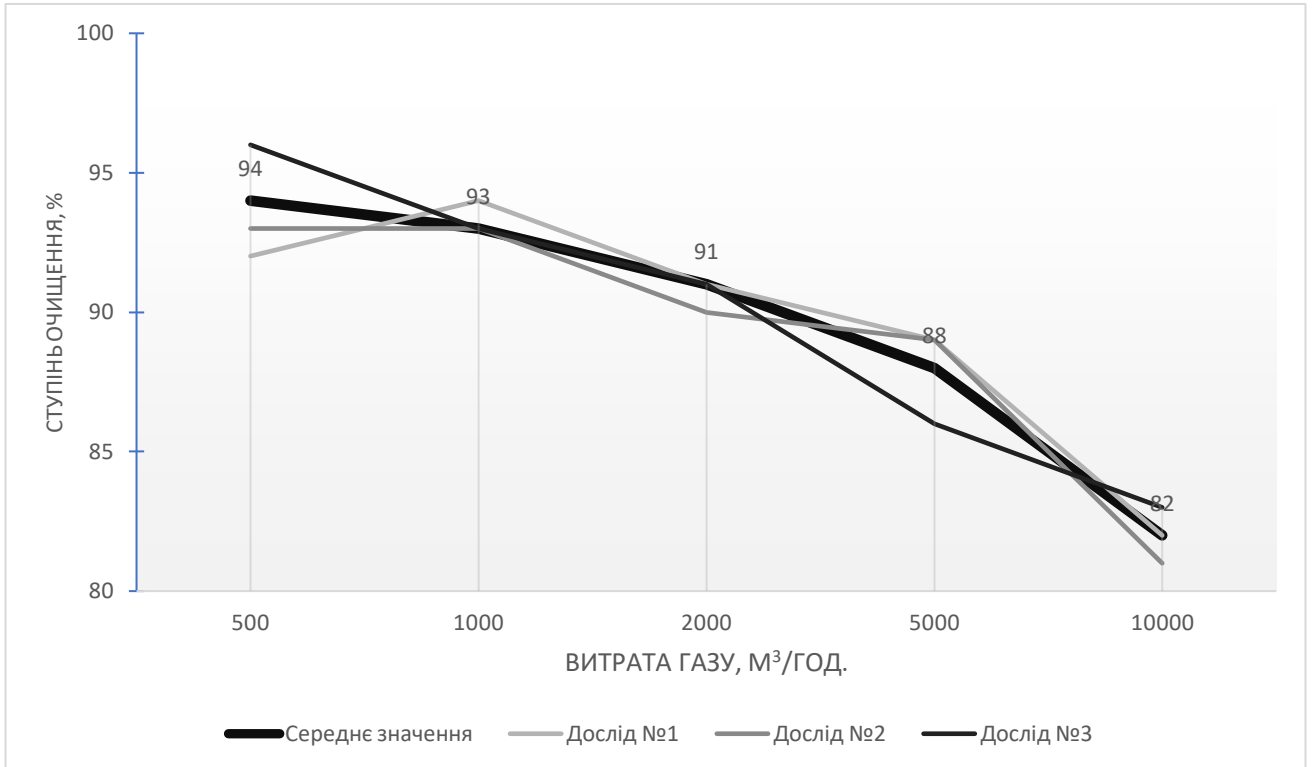


Рисунок 2.13 – Ефективність очищення бензолу

Результати дослідів зведені в табл. 2.8

Таблиця 2.8 – Результати експерименту зі змінним параметром витрати газу

| Компонент газової суміші | | Ефективність очищення при визначеній витраті газу, % | | | | |
|--------------------------|------------------|--|---------------|---------------|---------------|----------------|
| | | 500 м³/год. | 1 000 м³/год. | 2 000 м³/год. | 5 000 м³/год. | 10 000 м³/год. |
| Сірководень | Дослід №1 | 96 | 93 | 90 | 88 | 87 |
| | Дослід №2 | 95 | 92 | 90 | 87 | 87 |
| | Дослід №3 | 94 | 96 | 91 | 90 | 88 |
| | Середнє значення | 95 | 94 | 90 | 89 | 87 |
| Нафталін | Дослід №1 | 96 | 95 | 94 | 87 | 87 |
| | Дослід №2 | 97 | 96 | 94 | 88 | 86 |
| | Дослід №3 | 96 | 96 | 94 | 88 | 84 |
| | Середнє значення | 96 | 96 | 94 | 88 | 85 |
| Бензол | Дослід №1 | 92 | 94 | 91 | 89 | 82 |
| | Дослід №2 | 93 | 93 | 90 | 89 | 81 |
| | Дослід №3 | 96 | 93 | 91 | 86 | 83 |
| | Середнє значення | 94 | 93 | 91 | 88 | 82 |

На основі результатів дослідження побудований кінцевий графік залежності ступеню знешкодження шкідливих компонентів від витрати вентиляційного газу (рис. 2.14).

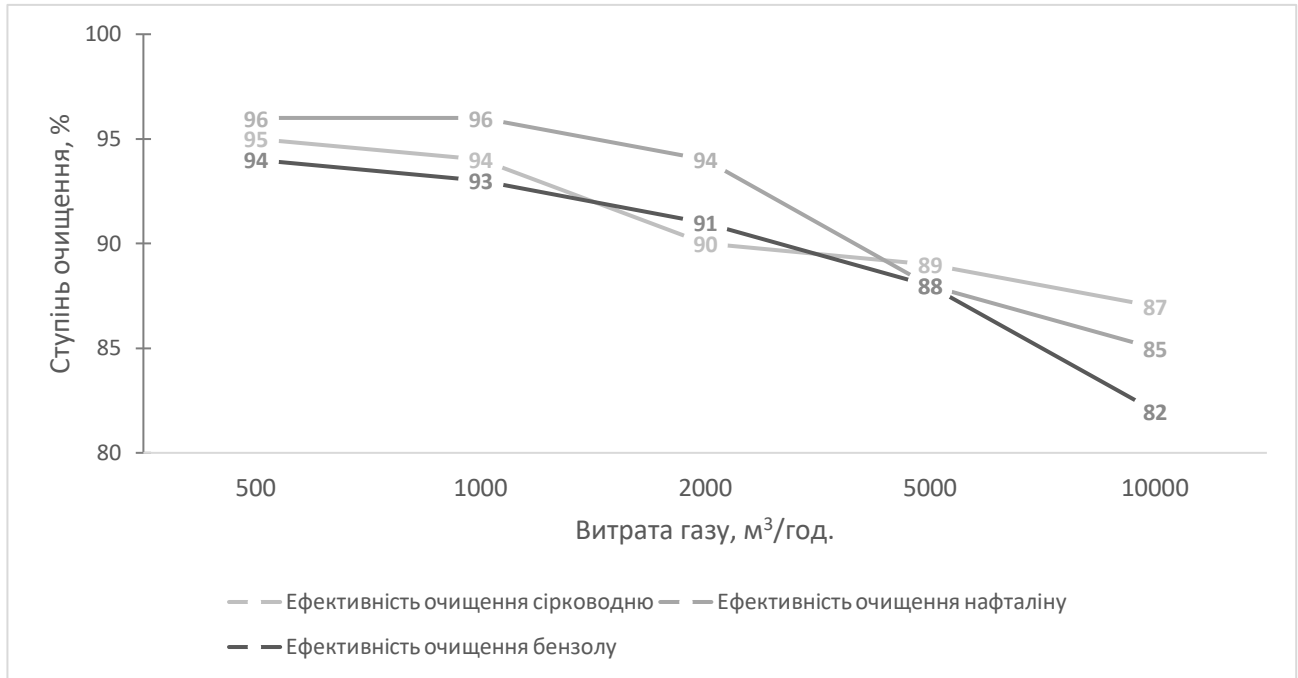


Рисунок 2.14 – Усереднена залежність знешкодження шкідливих компонентів від витрати вентиляційного газу

Проаналізувавши результати дослідження, в якості оптимального параметру витрати газу було обрано найбільше значення, що забезпечує достатню ефективність очищення від токсичних компонентів – Q_2 (1000 м³/год.).

При оптимальних параметрах, загальна ступінь очищення буде дорівнювати:

$$\eta = \frac{C_{H_2S} * \eta_{H_2S} + C_{C_{10}H_8} * \eta_{C_{10}H_8} + C_{C_6H_6} * \eta_{C_6H_6}}{C_{заг.} * 1} * 100 \quad (2.1)$$

де C_i – концентрація i -го компонента в газовій суміші, мг/м³

η_i – ступінь очищення i -го компонента газової суміші;

$C_{заг.}$ – загальний вміст досліджуваних забруднювачів в газовій суміші, мг/м³

$$\eta = \frac{12,1 * 0,94 + 86,8 * 0,96 + 177,5 * 0,93}{276,4 * 1} * 100 = 93,98 \% \quad (2.2)$$

2.3 Планування та організація експерименту

Після дослідження ефективності очищення вентиляційних газів на каталізаторі ПК-3-Ш (Al-Pt) і визначення оптимальних параметрів температури та витрати газу, були розраховані показники токсичної маси знешкоджуваних компонентів для подальшого математичного аналізу процесу очищення від найшкідливішого з них.

Вхідні дані для розрахунку вказані в табл. 2.9

Таблиця 2.9 – Досліджувані компоненти вентиляційних газів

| Компоненти газової суміші | Концентрація до очищення, мг/м ³ | Концентрація після очищення, мг/м ³ | Середньодобова ГДК _{н.п.} , мг/м ³ |
|--|---|--|--|
| Сірководень (H ₂ S) | 12,1 | 0,726 | 0,008 |
| Нафталін (C ₈ H ₁₀) | 86,8 | 3,472 | 0,003 |
| Бензол (C ₆ H ₆) | 177,5 | 12,425 | 0,1 |

$$M = \frac{1}{\text{ГДК}_{\text{н.п.}}} * Q_{\text{м.в.}} \quad (2.3)$$

де ГДК_{н.п.} – гранично допустима концентрація на кордоні санітарно-захисної зони, мг/м³;

Q_{м.в.} – масовий викид токсичного компоненту, т/рік

$$M_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{1}{0,008} * \left(\frac{12,1}{10^9} * 1000 * 24 * 365 \right) = 13,25 \text{ т/рік} \quad (2.4)$$

$$M_{\text{C}_8\text{H}_{10}} = \frac{1}{0,003} * \left(\frac{86,8}{10^9} * 1000 * 24 * 365 \right) = 253,46 \text{ т/рік} \quad (2.5)$$

$$M_{\text{C}_6\text{H}_6} = \frac{1}{0,1} * \left(\frac{177,5}{10^9} * 1000 * 24 * 365 \right) = 15,55 \text{ т/рік} \quad (2.6)$$

З розрахунку маємо, що найбільшу токсичну масу забезпечує неочищений викид нафталіну.

За результатами дослідження впливу параметрів температури та витрати вентиляційних газів на ефективність знешкодження токсичних компонентів в його складі було проведено планування експерименту.

Для обробки результатів дослідження були побудовані матриці експерименту, в яких відображена залежність ефективності очищення нафталіну у складі вентиляційних газів від температури та витрати газу (табл. 2.10, 2.11).

Таблиця 2.10 – Матриця дослідження залежності ефективності очищення нафталіну (η , %) від температури газу (t , °C)

| Фактори впливу | | Ефективність очищення, % | | | |
|----------------------|-----|--------------------------|-----------|-----------|------------------|
| | | Дослід №1 | Дослід №2 | Дослід №3 | Середнє значення |
| Температура газу, °C | 150 | 67 | 66 | 67 | 67 |
| | 250 | 76 | 76 | 73 | 75 |
| | 350 | 87 | 82 | 84 | 84 |
| | 450 | 94 | 94 | 94 | 94 |
| | 550 | 95 | 94 | 95 | 95 |

Таблиця 2.11 – Матриця дослідження залежності ефективності очищення нафталіну (η , %) від витрати газу (Q , м³/год.)

| Фактори впливу | | Ефективність очищення, % | | | |
|------------------------------------|--------|--------------------------|-----------|-----------|------------------|
| | | Дослід №1 | Дослід №2 | Дослід №3 | Середнє значення |
| Витрата газу, м ³ /год. | 500 | 96 | 97 | 96 | 96 |
| | 1 000 | 95 | 96 | 96 | 96 |
| | 2 000 | 94 | 94 | 94 | 94 |
| | 5 000 | 87 | 88 | 88 | 88 |
| | 10 000 | 87 | 86 | 84 | 85 |

Для встановлення рівнів варіювання необхідно визначити рівень (0) і інтервал варіювання Δx_i . Верхній (+1) нижній (-1) рівні виходять шляхом додавання і віднімання інтервалу варіювання до нульового рівня.

Отримана інформація, що показує умови планування експерименту зводиться в таблицю 2.12.

Таблиця 2.12 – Фактори, рівні та інтервали варіювання при каталітичному допаленні

| Фактори | | Рівні варіювання | | | Інтервали варіювання |
|------------------------------------|---------------|------------------|------|--------|----------------------|
| Натуральний вид | Кодований вид | -1 | 0 | 1 | |
| Температура газу, °С | X_1 | 150 | 350 | 550 | 200 |
| Витрата газу, м ³ /год. | X_2 | 500 | 5250 | 10 000 | 4750 |

Для повного двофакторного експерименту мінімальна кількість необхідних дослідів дорівнює 4.

Для проведення дослідження була побудована натуральна (табл. 2.13) та кодифікована (табл. 2.14) матриці планування експерименту.

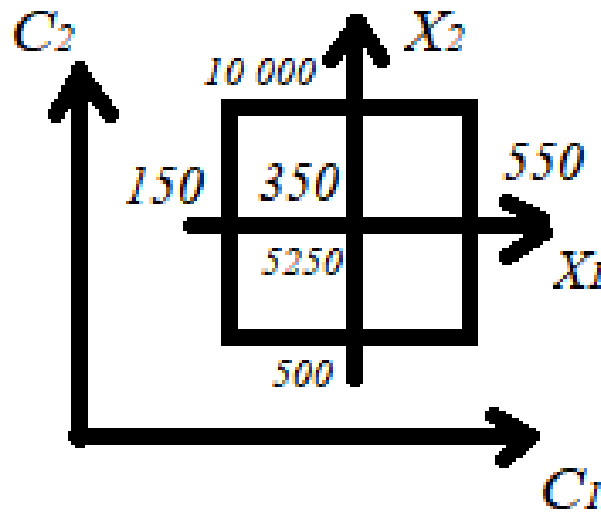
Таблиця 2.13 – Натуральна матриця планування експерименту

| Номер дослідів | X_1 , °С | X_2 , м ³ /год. | $X_1 X_2$ | Y |
|----------------|------------|------------------------------|-----------|------|
| 1 | 550 | 10 000 | + | 0,86 |
| 2 | 550 | 500 | - | 0,96 |
| 3 | 150 | 10 000 | - | 0,47 |
| 4 | 150 | 500 | + | 0,69 |

Таблиця 2.14 – Кодифікована матриця планування експерименту

| Номер дослідів | X_1 | X_2 | $X_1 X_2$ | Y |
|----------------|-------|-------|-----------|-------|
| 1 | + | + | + | Y_1 |
| 2 | + | - | - | Y_2 |
| 3 | - | + | - | Y_3 |
| 4 | - | - | + | Y_4 |

Положення факторних точок в двофакторному просторі виглядатиме наступним чином (рис. 2.15)



C_1, C_2 – вісь фактору впливу (C_1 – $t^\circ\text{C}$, C_2 – $\text{м}^3/\text{год.}$)

X_1, X_2 – значення факторів впливу

Рисунок 2.15 – Положення факторних точок в двофакторному просторі

За результатами експерименту було здійснено розрахунок лінійних коефіцієнтів регресії (ф. 2.7 – 2.10):

$$b_0 = \frac{0,86 + 0,96 + 0,47 + 0,69}{4} = 0,745 \quad (2.7)$$

$$b_1 = \frac{0,86 - 0,96 + 0,47 - 0,69}{4} = -0,08 \quad (2.8)$$

$$b_2 = \frac{0,86 + 0,96 - 0,47 - 0,69}{4} = 0,165 \quad (2.9)$$

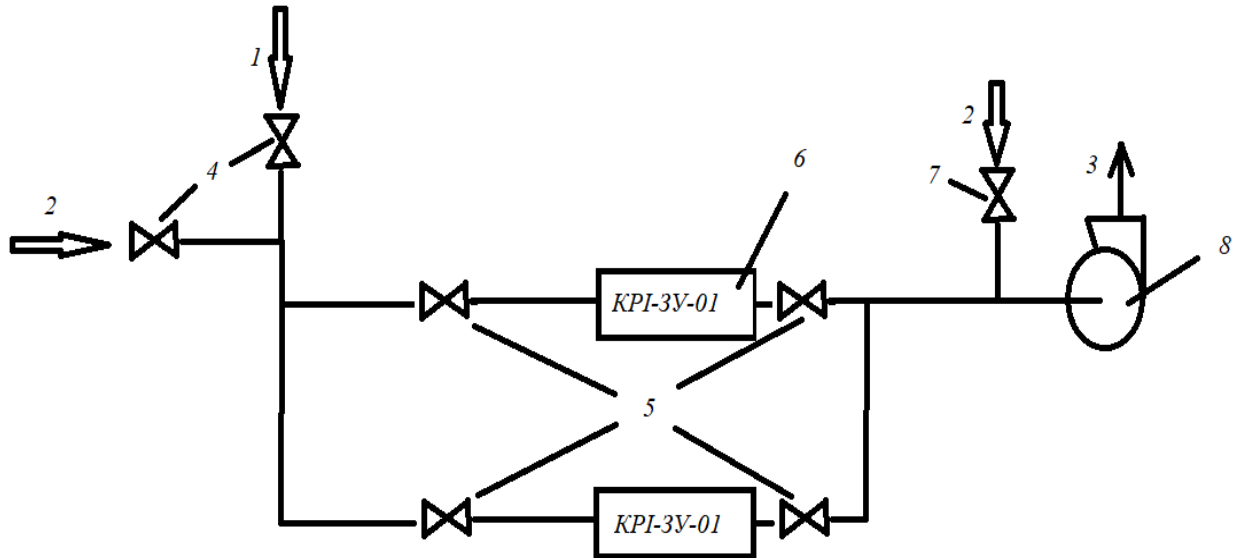
$$b_{12} = \frac{0,86 - 0,96 - 0,47 + 0,69}{4} = 0,03 \quad (2.10)$$

З урахуванням розрахованих коефіцієнтів регресії, рівняння регресії матиме наступний вигляд (ф. 2.11):

$$y = 0,745 - 0,08X_1 + 0,165X_2 + 0,03X_1X_2 \quad (2.11)$$

2.4 Апробація отриманих результатів процесу очищення в промислових умовах

Установки термokatалітичного знешкодження газових викидів вентиляційних газів з оптимальними технологічними параметрами можуть бути реалізовані для підрозділів цехів смолопереробки та уловлення у наступному схематичному вигляді (рис. 2.3;2.4;2.5).



1 – штуцер газу на очищення; 2 – штуцер повітря на розбавлення; 3 – штуцер виходу очищеного газу; 4 – клапани ДХО-150; 5 – клапани ДХО-200 (до реакторів) та ДП-200 (після каталізаторів); 6 – реактор каталітичного знешкодження; 7 – клапан ДХО-350; 8 – вентилятор;

Рисунок 2.3 – Схема термokatалітичного газоочищення сховища смоли цеху смолопереробки

Для установки за цією схемою властиві наступні параметри:

- Витрата установки – 900 м³/год
- Витрата газових викидів – 400 м³/год
- Витрата повітря – 500 м³/год
- Розрідження перед реактором – 35...60 кг/м²
- Температура газу перед каталізатором – 400...450 °С

- Ступінь очищення газових викидів (не менше) – 92 %

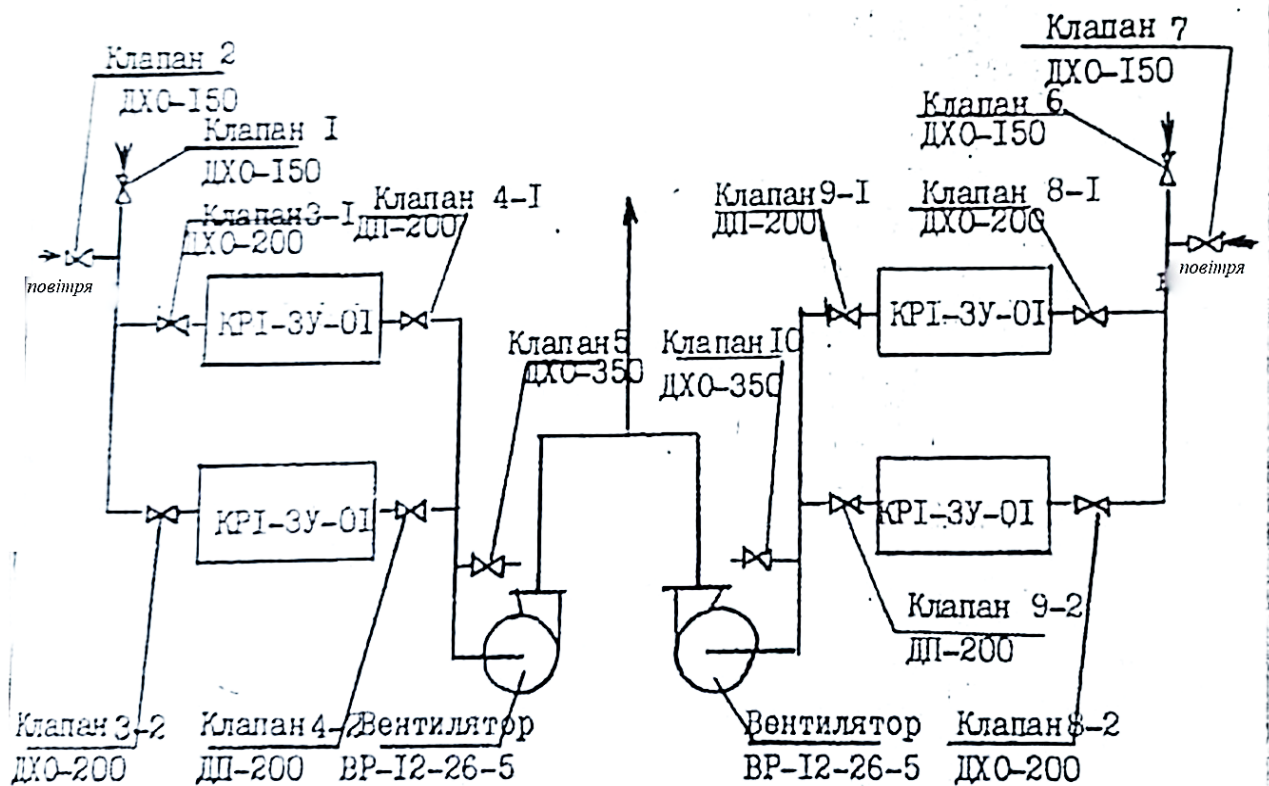


Рисунок 2.4 – Схема термокatalітичного газоочищення сховища масла та відділення дистиляції смоли цеху смолопереробки

Параметри установок за даною схемою наведені нижче.

Для сховища масел:

- Витрата установки – 1050 м³/год
- Витрата газових викидів – 550 м³/год
- Витрата повітря – 500 м³/год
- Розрідження перед реактором – 35...60 кг/м²
- Температура газу перед каталізатором – 400...450 °С
- Ступінь очищення газових викидів (не менше) – 93,6 %

Для відділення дистиляції смоли:

- Витрата установки – 900 м³/год
- Витрата газових викидів – 400 м³/год

- Витрата повітря – 500 м³/год
- Розрідження перед реактором – 35...60 кг/м²
- Температура газу перед каталізатором – 400...450 °С
- Ступінь очищення газових викидів (не менше) – 94 %

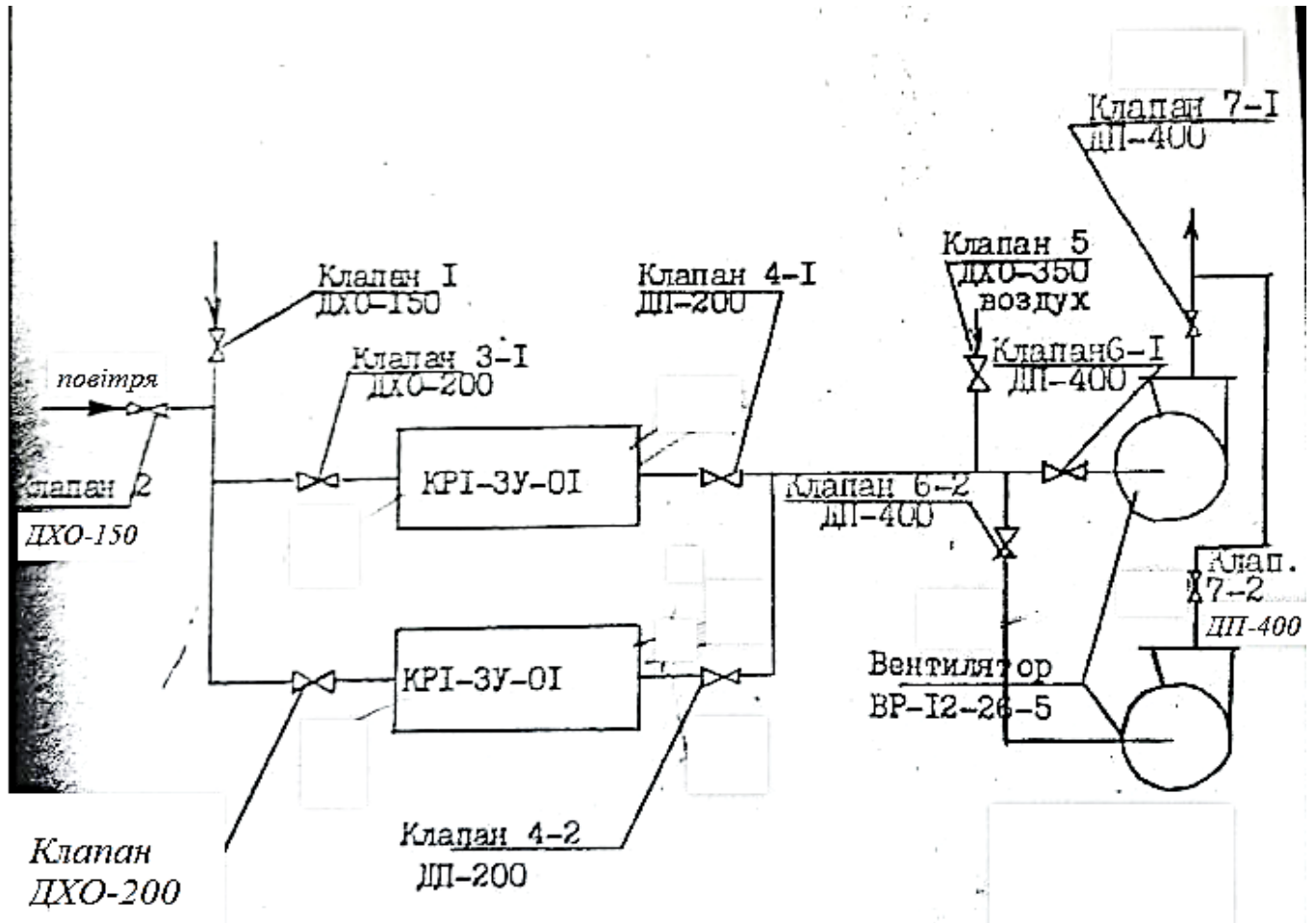


Рисунок 2.5 – Схема термокаталітичного газоочищення відділення дистиляції бензолу цеху уловлення продуктів коксування

Технічні характеристики установки:

- Витрата установки – 1000 м³/год
- Витрата газових викидів – 500 м³/год
- Витрата повітря – 500 м³/год
- Розрідження перед реактором – 20...50 кг/м²
- Температура газу перед каталізатором – 400...450 °С
- Ступінь очищення газових викидів (не менше) – 94,7 %

Після пуску і гарячих випробувань установок на повітрі були підключені технологічні лінії і проведені гарячі випробування з знешкодження газових викидів. За результатами цих випробувань були встановлені оптимальні режимні параметри роботи кожної установки термokatалітичного знешкодження газових викидів (табл. 2.15) у відповідності з режимом технологічного процесу.

Установки термokatалітичного знешкодження газових викидів з конструктивного боку виконані компактно. Забезпечений вільний доступ до арматури і апаратів в процесі експлуатації та ремонту. Для ремонтних цілей установки комплектуються електричним талем 0,5 т.

Реактор, вентилятор, підвідний та відвідний газопроводи підлягають обов'язковій теплоізоляції.

За результатами проектних іспитів та випробувань установок сумарні викиди вуглеводних після кожної з газоочисних установок не перевищує значення ГДВ.

Після знешкодження, шляхом аспірації через вентилятори ВР-12-26-5 газові викиди відводять до димової труби, а з неї – у атмосферу.

Попереду вентилятора, гази розбавляють атмосферним повітрям, при цьому підтримка необхідної температури здійснюється автоматично – шляхом зміни витрати повітря, що подається, за допомогою клапанів з електроприводом.

Таблиця 2.15 – Режимні параметри установки знешкодження газових викидів для підрозділів цеху смолопереробки кам'яновугільної смоли та цеху уловлення продуктів коксування

| № п.п. | Параметри | Одиниці виміру | Результати випробування | Проектні значення |
|-------------|---|---------------------|-------------------------|-------------------|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Склад смоли | | | | |
| 1. | Потужність установки (загальна витрата) | м ³ /год | 750...900 | 750 |
| 2. | Витрата газових викидів за технологічною лінією | м ³ /год | 350...400 | 350 |

Продовження табл. 2.15

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | |
|-------------|--|---------------------|-------------------|-----------|----------------------|
| 3. | Витрати повітря на установку | м ³ /год | 450...500 | 400 | |
| 4. | Температура газоповітряної суміші в реакторі перед каталізатором | °С | 400...450 | 450 | |
| 5. | Розрідження перед реактором | кг/м ² | 35-60 | - | |
| 6. | Розрідження після реактору (перед вентилятором) | кг/м ² | 320...520 | 450...500 | |
| 7. | Температура газів після реактору | °С | 170...220 | 250 | |
| 8. | Температура газоповітряної суміші після вентилятору | °С | 45...70 | 80 | |
| 9. | Витрата газоповітряної суміші після вентилятору | м ³ /год | 5000...5500 | 4300 | |
| 10. | Час розігріву реактору | год. | 2...2,5 | - | |
| 11. | Потужність електричних підігрівачів реактору | кВт | 45...60 | 60 | |
| 12. | Склад газоповітряних викидів до очищення | Аміак | мг/м ³ | - | 112 |
| | | Сірководень | мг/м ³ | 6,5 | 137 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | 0,65 | 20 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 0,5 | 1230 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 1,1 | 1069 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 1,15 | 363 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | 0,00182 |
| 13. | Склад газоповітряних викидів після очищення | Аміак | мг/м ³ | - | 0,42 |
| | | Сірководень | мг/м ³ | 0,3 | 0,5 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | 0,0073 | 0,07 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 0,0042 | 4,27 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 0,006 | 3,77 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 0,012 | 1,26 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | 0,6*10 ⁻⁵ |
| 14 | Ступінь очищення газових викидів на установці | % | 83...92 | 95 | |
| Склад масел | | | | | |
| 1. | Потужність установки (загальна витрата) | м ³ /год | 950...1050 | 1000 | |
| 2. | Витрата газових викидів за технологічною лінією | м ³ /год | 500...550 | 550 | |
| 3. | Витрати повітря на установку | м ³ /год | 450...500 | 500 | |

Продовження табл. 2.15

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | |
|-----------------------------|--|---------------------|-------------------|-----------|-------|
| 4. | Температура газоповітряної суміші в реакторі перед каталізатором | °С | 400...450 | 450 | |
| 5. | Розрідження перед реактором | кг/м ² | 35...60 | - | |
| 6. | Розрідження після реактору (перед вентилятором) | кг/м ² | 320...520 | 450...500 | |
| 7. | Температура газів після реактору | °С | 170...220 | 250 | |
| 8. | Температура газоповітряної суміші після вентилятору | °С | 45...70 | 80 | |
| 9. | Витрата газоповітряної суміші після вентилятору | м ³ /год | 5000...5500 | 4500 | |
| 10. | Час розігріву реактору | год. | 2...2,5 | - | |
| 11. | Потужність електричних підігрівачів реактору | кВт | 45...60 | 60 | |
| 12. | Склад газоповітряних викидів до очищення | Аміак | мг/м ³ | - | - |
| | | Сірководень | мг/м ³ | 20,5 | 235,6 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | - | - |
| | | Фенол | мг/м ³ | 5,8 | 36,7 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 238 | 79,85 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 77,2 | 556 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | - |
| 13. | Склад газоповітряних викидів після очищення | Аміак | мг/м ³ | - | - |
| | | Діоксид сірки | мг/м ³ | 1,5 | 4,7 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | - | - |
| | | Фенол | мг/м ³ | 0,14 | 0,72 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 3,5 | 1,6 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 0,54 | 11,12 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | - |
| 14 | Ступінь очищення газових викидів на установці | % | 87...93,6 | 95 | |
| Відділення дистиляції смоли | | | | | |
| 1. | Потужність установки (загальна витрата) | м ³ /год | 750...900 | 1000 | |
| 2. | Витрата газових викидів за технологічною лінією | м ³ /год | 350...400 | 350 | |
| 3. | Витрати повітря на установку | м ³ /год | 450...500 | 450 | |

Продовження табл. 2.15

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | |
|-------------------------------|--|---------------------|-------------------|-----------|----------------------|
| 4. | Температура газоповітряної суміші в реакторі перед каталізатором | °С | 400...450 | 450 | |
| 5. | Розрідження перед реактором | кг/м ² | 35...60 | - | |
| 6. | Розрідження після реактору (перед вентилятором) | кг/м ² | 320...520 | 450...500 | |
| 7. | Температура газів після реактору | °С | 170...220 | 250 | |
| 8. | Температура газоповітряної суміші після вентилятору | °С | 45...70 | 80 | |
| 9. | Витрата газоповітряної суміші після вентилятору | м ³ /год | 5000...5500 | 5300 | |
| 10. | Час розігріву реактору | год. | 2...2,5 | - | |
| 11. | Потужність електричних підігрівачів реактору | кВт | 45...60 | 60 | |
| 12. | Склад газоповітряних викидів до очищення | Аміак | мг/м ³ | - | 81,8 |
| | | Сірководень | мг/м ³ | 42,6 | 363,4 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | 20,5 | 18,2 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 55,5 | 57,5 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 220 | 125,7 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 480 | 373,7 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | 4,5*10 ⁻³ |
| 13. | Склад газоповітряних викидів після очищення | Аміак | мг/м ³ | - | 0,111 |
| | | Діоксид сірки | мг/м ³ | 0,61 | 0,5 |
| | | Ціанистий водень | мг/м ³ | 0,2 | 0,025 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 0,44 | 0,075 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 1,16 | 0,165 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 1,9 | 1,15 |
| | | Бенз(а)пірен | мг/м ³ | - | 0,6*10 ⁻⁵ |
| 14 | Ступінь очищення газових викидів на установці | Антрацен | мг/м ³ | - | - |
| | | | % | 92 – 94 | 95 |
| Відділення дистиляції бензолу | | | | | |
| 1. | Потужність установки (загальна витрата) | м ³ /год | 950...1000 | 1000 | |

Продовження табл. 2.15

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | |
|------------------|--|---------------------|-------------------|-----------|-------|
| 2. | Витрата газових викидів за технологічною лінією | м ³ /год | 450...500 | 500 | |
| 3. | Витрати повітря на установку | м ³ /год | 450...500 | 500 | |
| 4. | Температура газоповітряної суміші в реакторі перед каталізатором | °С | 400...450 | 450 | |
| 5. | Розрідження перед реактором | кг/м ² | 20...50 | - | |
| 6. | Розрідження після реактору (перед вентилятором) | кг/м ² | 350...500 | 450...500 | |
| 7. | Температура газів після реактору | °С | 170...220 | 250 | |
| 8. | Температура газоповітряної суміші після вентилятору | °С | 45...70 | 80 | |
| 9. | Витрата газоповітряної суміші після вентилятору | м ³ /год | 5000...5500 | 5300 | |
| 10. | Час розігріву реактору | год. | 2...2,5 | - | |
| 11. | Потужність електричних підігрівачів реактору | кВт | 45...60 | 60 | |
| 12. | Склад газоповітряних викидів до очищення | Аміак | мг/м ³ | 79 | 95,4 |
| | | Сірковуглець | мг/м ³ | 116,9 | 275,6 |
| | | Толуол | мг/м ³ | 344,2 | 445,2 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 9,9 | 1,696 |
| | | Ксилол | мг/м ³ | - | 31,8 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 20...107 | 13,78 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 315 | 8162 |
| | | Сірководень | мг/м ³ | 132 | 222,6 |
| 13. | Склад газоповітряних викидів після очищення | Аміак | мг/м ³ | 1,03 | 0,5 |
| | | Сірковуглець | мг/м ³ | 1,25 | 1,3 |
| | | Діоксид сірки | мг/м ³ | 0,66 | 1,0 |
| | | Толуол | мг/м ³ | 3,9 | 2,1 |
| | | Фенол | мг/м ³ | 0,14 | 0,01 |
| | | Ксилол | мг/м ³ | - | 0,15 |
| | | Нафталін | мг/м ³ | 1,0 | 0,06 |
| | | Бензол | мг/м ³ | 46 | 39 |
| Ціаністий водень | мг/м ³ | 0,014 | 0,09 | | |
| 14 | Ступінь очищення газових викидів на установці | % | 90...94,7 | 95 | |

2.5 Техніко-економічні показники роботи запропонованої установки

В якості базового об'єкту була прийнята установка термокаталітичної очистки газів Кремиковського металургічного комбінату.

Результати проектних розрахунків техніко-економічного обґрунтування зведені нижче (табл. 2.16)

Таблиця 2.16 – Дані техніко-економічного розрахунку

| Найменування показників | Базовий об'єкт | Проектні значення |
|--|----------------|-------------------|
| Об'єм газових викидів, що надходять з воздушників апаратів та ємностей, м ³ /год. | 300 | 300 |
| Об'єм газів, що надходять на каталітичну очистку, м ³ /год. | 500 | 500 |
| Капітальні витрати, тис. грн | 1270 | 1041 |
| Встановлена потужність, кВт | 75 | 90 |
| Витрата електроенергії, кВт*год. | 50 | 53 |
| Витрата природного газу, м ³ /год. | 60 | - |
| Річний фонд робочого часу, год. | 8760 | 8760 |
| Обслуговуючий персонал, чол. | 4 | 4 |
| Заробітна плата персоналу, тис. грн | 200 | 200 |
| Норма на амортизаційні витрати, тис. грн | 148,6 | 121,8 |
| Поточні витрати на ремонт та утримання основного обладнання, тис. грн | 63,5 | 52,1 |

Установку термокаталітичного знешкодження газових викидів обслуговує одна людина в зміну. Найменування професії – оператор газоочистки. Кількість змін – 3 чол.. Підзміна – 1 чол.. Загалом для обслуговування потребується 4 людини. Чергові слюсарі, електрики, ремонтний персонал та ін. виділяються зі штату цеху смолопереробки.

Заробітна плата персоналу розрахована з використанням даних про середньорічну з/п для робітників коксохімічного виробництва – 200 тис. грн [34].

Норма амортизації прийнята в розмірі 11,7 %, витрати на поточний ремонт та утримання основного обладнання – 5 % від капітальних витрат.

Річні експлуатаційні витрати викладені в таблиці нижче (табл. 2.17)

Таблиця 2.17 – Експлуатаційні витрати

| Показник витрат | Одиниці виміру | Ціна, тис. грн | Базовий об'єкт | | Проектний об'єкт | |
|--|---------------------|----------------|----------------|----------------|------------------|----------------|
| | | | Кількість | Сума, тис. грн | Кількість | Сума, тис. грн |
| Електроенергія | тис. кВт*ч | 3,61 | 433 | 1 563,13 | 464,28 | 1 676,05 |
| Природний газ | тис. м ³ | 36,6 | 700 | 25 620 | | |
| Стиснене повітря | тис м ³ | 0,21 | | | 262,8 | 55,18 |
| Заробітна плата | тис. грн | | | 200 | | 200 |
| Амортизація | тис. грн | | | 156 | | 127,67 |
| Поточний ремонт і утримання основних засобів | тис. грн | | | 66,5 | | 55 |
| Загальні експлуатаційні витрати | тис. грн | | | 27 605 | | 2 114 |

Економія експлуатаційних витрат складе:

$$27\,605 - 2\,114 = 25\,491 \text{ тис. грн} \quad (2.12)$$

Економія капітальних витрат складе:

$$1\,270 - 1\,041 = 229 \text{ тис. грн} \quad (2.13)$$

Річний економічний ефект:

$$25\,491 + 0,15 * 229 = 25\,525,35 \text{ тис. грн} \quad (2.14)$$

Аналізуючи дані експлуатаційних та капітальних витрат (ф. 2.12-2.14) можна зробити висновок, що запроектована система термokatалітичного очищення, у якій для підігріву газоповітряної суміші застосовуються ТЕНи замість пальників природного газу, в нинішніх умовах є набагато економічнішою при збереженні ефективності очищення, що відповідає нормативам ГДВ в джерелі викиду та ГДК на кордоні санітарно-захисної зони.

2.6 Висновки по розділу 2

1. Здійснено порівняння каталізаторів, що можуть бути використані для знешкодження вентиляційних викидів складу смолопереробного цеху. Встановлено, що оптимальним є варіант каталізатору ПК-3-Ш (Al-Pd) з екологічної та економічної точок зору.

2. Досліджено залежність ефективності очищення вентиляційних газів від температури та витрати вхідних газів. Встановлено оптимальні значення відповідних параметрів.

3. Проведено апробацію встановлених оптимальних параметрів технологічного процесу очищення вентиляційних газів в установках каталітичного допалення в промислових умовах.

4. Проведено планування експерименту з побудовою матриці експерименту та отримано рівняння регресії для компоненту газової суміші, що має найбільшу токсичну масу (нафталін).

3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

3.1 Характеристика потенційно небезпечних та шкідливих виробничих факторів промислової лабораторії

В якості об'єкту дослідження умов праці установки було використано промислову лабораторію. Тут встановлено та налаштовано обладнання, що споживає електроенергію: ТЕНи, ексгаустер, прилади освітлення. Також приміщення під'єднано до інженерних мереж електропостачання, водопроводу та каналізації, які є джерелами небезпечних та шкідливих факторів. Під час дослідження в лабораторії утворюється інфрачервоне випромінювання та теплові потоки повітря. Пил каталізатору та очищені гази є токсичними, тому при завантаженні та вивантаженні каталізатору необхідно використовувати спецодяг, протипилові респіратори Ф-62 М або У-2К, а також захисні окуляри. Може мати місце занос шкідливих речовин зовні, так як приміщення розташовано поблизу основної транспортної магістралі індустріального місця. Можлива присутність у повітрі, наприклад, оксиду вуглецю та інших речовин, що виділяються при роботі автотранспорту та заносяться з промислової зони. Подібні умови потребують, окрім вищенаведеного спорядження, постійно працюючої системи вентиляції.

З метою живлення устаткування і освітлювальних приладів застосовують напругу 220/380 В, що може бути небезпечною для життя людини. [35].

Під час функціонування ексгаустеру в приміщенні створюється шум та вібрація. За походженням, шум є механічним, а за частотними показниками – середньочастотним (200-300 Гц), за періодичністю – переривистий, змінний. Безпосередньо біля ексгаустеру спостерігається максимальний рівень звукового тиску – біля 65 дБА, що не перевищує гранично допустимого рівня – 80 дБА. [36].

Характер вібрації в лабораторії є загальним, технологічним, категорії 3а. Гранично допустимий рівень для частот ≥ 16 Гц дорівнює 92 дБ [37]. Фактичний рівень не перевищує 40 дБ.

Поверхні робочої установки є джерелами тепловиділень, що можуть створювати в теплий період року підвищену температуру повітря робочої зони – більш 30 °С. Нагріті поверхні також можуть бути причиною термічного опіку при дотику до них.

Найбільш впливові шкідливі чинники, що характерні для лабораторії, наведені в табл. 3.1.

Таблиця 3.1 – Перелік та оцінка факторів виробничого середовища і трудового процесу на робочому місці дослідника

| Фактори виробничого середовища і трудового процесу | Нормативні значення | Фактичні значення |
|--|---------------------------------|---------------------------|
| 1. Шкідливі хімічні речовини, мг/м ³ : 3-4 клас небезпеки оксид сірки SO ₂ вуглецю оксид Азоту (IV) оксид Азоту (VI) оксид | 10 20 5 2 | 1 5 0,05 0,02 |
| 2. Пил каталізатору, мг/м ³ | 0,01 | 0,006 |
| 3. Вібрація загальна, дБ | 92 | 40 |
| 4. Шум, дБА | 80 | 60 |
| 5. Мікроклімат в приміщенні (теплий період року): - температура повітря, °С - відносна вологість, % - швидкість руху повітря, м/с - інфрачервоне випромінювання, Вт/м ² | 18-27 60 0,2 - 0,4 100 | 18-30 45 0,25 90 |
| - 6. Клас умов праці | | 3-й |

За важкістю роботи дослідника відноситься до категорії II-а – середньої важкості, за напруженістю роботу можна вважати помірно напруженою.

(привести до умов промислової лабораторії)

3.2 Заходи з поліпшення умов праці в умовах промислової лабораторії

3.2.1 Загальні умови безпеки праці

Загальні положення, що регламентують правила охорони праці і вимоги для безпечної роботи в умовах цехів коксохімічного підприємства викладені в «Правилах безпеки в коксохімічному виробництві», прийнятих за наказом Державного комітету України з промислової безпеки, охорони праці та гірничого нагляду від 10.06.2008 № 135 [38].

Для умов промислової лабораторії регламентовані положення з охорони праці, що викладені нижче.

Усі гарячі поверхні, до котрих можливий дотик у процесі роботи, покриваються теплоізоляцією, що виключає можливість отримання опікових травм персоналом і знижує тепловиділення у робочу зону. Температура зовнішньої поверхні теплоізоляції не повинна перевищувати 45 °С

Обертові частини ексгаустера закриваються огорожувальними кожухами. Боротьба з шумом та вібрацією, що виникають при роботі ексгаустера, полягає в його правильній експлуатації. Пристрій встановлюється на гумові амортизатори, що здійснюють демпфування вібрації і знижують рівень звукового тиску.

Треба постійно спостерігати за роботою вітродуйного обладнання, усувати розхитаність, що може виникати. Для цього надійно затягують болтові та гвинтові з'єднання.

Роботи, що виконуються в лабораторії за енерговитратами можна віднести до різних категорій – 1а, 1б (легкі), 2а (середньої важкості). Для визначення норм мікроклімату у приміщенні приймаємо роботи, які тут переважно виконуються, тобто роботи категорії 2а. Це робота, пов'язана з пересуванням, не вимагає перенесення вантажів або, що вимагає перенесення

невеликих, до 10 кг, вантажів. Допустимі і оптимальні значення метеоумов для відповідної категорії приведені в таблиці 3.2.

У приміщенні застосована змішана система вентиляції, що передбачує приливну та витяжну системи, які працюють під механічним нагнітанням. Кратність вентиляції – 6 год^{-1} , тобто повітря в приміщенні замінюється один раз за 10 хвилин.

У холодний період року для підтримання нормативної температури повітря робочої зони застосовується центральне водяне опалення. У випадку, коли воно не забезпечує мінімально необхідну температуру ($17 \text{ }^\circ\text{C}$), використовується електричні калорифери для обігріву персоналу.

Таблиця 3.2 – Параметри повітряного середовища

| Параметри | Температура, $^\circ\text{C}$ | Відносна вологість, % | Швидкість руху повітря, м/с |
|-------------------|-------------------------------|--|-----------------------------|
| Допустимі норми: | | | |
| Холодний період | 17...23 | ≤ 75 | $\leq 0,3$ |
| Теплий період | 18...27 | ≤ 60 (при $27 \text{ }^\circ\text{C}$) ≤ 65 (при $26 \text{ }^\circ\text{C}$) ≤ 70 (при $25 \text{ }^\circ\text{C}$) ≤ 75 (при $24,5 \text{ }^\circ\text{C}$) | 0,2...0,4 |
| Оптимальні норми: | | | |
| Холодний період | 18...20 | 30...35 | $\leq 0,2$ |
| Теплий період | 21...23 | 40...45 | $\leq 0,3$ |
| Дійсні значення: | | | |
| Холодний період | 18...22 | 30...35 | 0,1 |
| Теплий період | 22...30 | 40...45 | 0,2 |

Згідно [39] приміщення лабораторії відноситься до IV розряду зорових робіт – роботи середньої точності з розміром об'єкту спостереження (05,...1) мм. Підрозряд зорових робіт – «в» (середній контраст і середній фон).

Так як у лабораторії відсутнє природне освітлення, в будь – який час

доби застосовується штучне освітлення. Для більшості робіт, що мають місце у приміщенні, використовується загальна система освітлення із застосуванням люмінесцентних ламп ДБ65 – 4. Потужність, споживана лампою – 65 Вт, світловий потік 4550 Лм, світловіддача – 70 Лм/Вт [40]. Застосування люмінесцентних ламп пояснюється їх значно більшою економічністю, ніж у ламп розжарювання, спектральним складом світла, близьким до сонячного і доброю передачею кольорів. Лампи використовуються у світильниках ПВЛ 1 – 2x40 (захищений від пилу та вологи). Норма загальної освітленості для цього випадку – 200 Лк.

Для виконання деяких робіт застосовується комбінована система освітлення. При цьому додатково вмикаються світильники місцевого освітлення «Альфа» з лампами розжарювання Б – 100 або БК – 100 (споживана потужність 100 Вт, світловий потік відповідно 1350 і 1450 Лм, світловіддача – 13,5 і 14,5 Лм / Вт). Норма комбінованої освітленості – 300 Лк. В лабораторії передбачене аварійне освітлення.

3.2.2 Електробезпека

Для умов досліджуваного відділу коксохімічного підприємства регламентовані правила електробезпеки, що викладені нижче.

Експлуатацію електроустановок повинні здійснювати спеціально підготовлені працівники.

На роботах, які пов'язані з небезпекою ураження електричним струмом, необхідно застосовувати захисні засоби згідно з вимогами чинних нормативно-правових актів з охорони праці та промислової безпеки.

Металеві частини устаткування та механізмів, які не перебувають під напругою (корпуси електродвигунів, пускових приладів, щитків, зборок тощо), але можуть опинитися під нею внаслідок пошкодження ізоляції, повинні бути заземлені.

Під час завантаження та розвантаження бензольних продуктів необхідно заземляти наливний пристрій і тару. Крім того, повинні бути заземлені рейки

залізничних колій у районі наливних станцій, а також стаціонарні розвантажувальні та завантажувальні майданчики.

Якщо немає вибухозахищених електродвигунів, що відповідають класу вибухонебезпечної зони, а також категорії та групі вибухонебезпечних сумішей, допускається застосування електродвигунів загального призначення при додержанні таких вимог:

- електродвигуни повинні бути встановлені у приміщеннях, ізольованих від приміщень з вибухонебезпечними зонами глухою негорючою стіною з межею вогнестійкості 0,75 години, а приміщення повинні мати окремий вхід (вихід) і в них повинен забезпечуватися надлишковий тиск повітря;
- передача механічної енергії від двигунів до апаратів повинна здійснюватися за допомогою валу, який пропущений через стіну з обладнанням у ній сальникового або іншого надійного ущільнення;
- у приміщеннях, де встановлені електродвигуни або розподільні пристрої та вся пускова апаратура, не повинно бути вибухонебезпечних зон.

У приміщеннях, де здійснюється переробка токсичних матеріалів, повинно проводитися вологе прибирання. Прибраний пил необхідно утилізувати. У таких приміщеннях електропроводка та пускове обладнання повинні бути у пиловодонепроникному виконанні.

Електропроводка у приміщеннях, де можливий розлив рідких продуктів виробництва, повинна бути розташована у місцях, де унеможливлене потрапляння на неї цих продуктів, або мати відповідний захист.

Тролейні проводи, які прокладено над проходами або проїздами, повинні бути огорожені захисними сітками із заземленням.

Електрозварювальні установки, які застосовуються для зварювання в особливо небезпечних умовах (усередині металевих ємностей, у трубопроводах, колодязях, тунелях, котлах тощо), повинні відповідати

вимогам чинних нормативно-правових актів з охорони праці та промислової безпеки.

Електрозварювальні установки, що призначені для роботи в приміщеннях з підвищеною небезпекою, повинні мати пристрої автоматичного вимикання напруги холостого ходу, обмеження її до напруги 12 В з витримкою часу не більше ніж 1 с.

Для охолодження електронагрівачів до реакторів підводять стиснене повітря, що подається крізь регулятор тиску та вільтр-вологовідокремлювач.

Електронагрівачі каталітичних реакторів вимикаються при:

- зупинці вентилятору;
- при підвищенні температури перед вентилятором і після каталізатору;
- при зменшенні тиску повітря при охолодженні клемної коробки реактору.

Будівля газоочистки повинні мати приміщення КИП та електропункт.

Для умов промислової лабораторії окремо повинні виконуватись нижченаведені положення.

Основні споживачі електроенергії в аудиторії – ТЕН і ексгаустер доцільної установки, освітлювальна установка у холодний період року – електрокалорифери.

Згідно ПБЕ [40] приміщення лабораторії відноситься до сухих (відносна вологість повітря не перевищує 45%), жарких (температура повітря може тривалий час перевищувати 27°C), не пильних, без струмопровідної підлоги і без хімічно активного середовища.

Приміщення лабораторії відноситься до приміщень з підвищеною небезпекою поразки струмом, оскільки тут в теплий період року можлива температура повітря, що тривало перевищує 30°C .

Для живлення виробничого устаткування використовується трифазна чотири провідна мережа змінного струму з глухозаземленою нейтраллю напругою 380/220 В.

Як захисні заходи від поразки електричним струмом в лабораторії застосовується:

- електрична ізоляція струмоведучих частин – гумова, поліхлорвінілова, бавовняна, нормативний опір ізоляції на ділянці (між двома послідовно встановленими апаратами захисту або після останнього апарату) 500 кОм;
- знижена напруга для ручного електроінструменту 3 класу і переносних світильників – 12В, з використанням знижувальних трансформаторів із зануленою вторинною обмоткою;
- подвійна електроізоляція ручного електроінструменту 2 класу – струмоведучих частин усередині корпусу і самого корпусу;
- захисне занулення електроустановок;
- захисне відключення – як додаткова міра захисту до занулення;
- електрозахисті засоби.

Електротехнічне обладнання має закриті виконання струмоведучих частин. Все електротехнічне обладнання заземлюється підключенням до загальної системи заземлення.

Як основних засіб захисту від дотику до не струмоведучих частин електроустановок, що випадково опинилися під напругою, у мережі з глухо заземленою нейтраллю застосовується захисне занулення. Принцип його дії – перетворення замикання на корпус в однофазне коротке замикання (тобто замикання між фазним і нульовим захисним провідником) з метою викликати великий струм, здатний забезпечити спрацьовування захисту і тим самим автоматично відключити пошкоджену установку від мережі.

Ізолюючі електрозахисні засоби, що застосовуються при обслуговуванні електроустановок, діляться на основні та додаткові. Основні мають достатній опір, щоб витримати робочу напругу устаткування. Ними

можна торкатися відкритих струмоведучих частин. Додаткові засоби не мають такого електричного опору. Їх призначення – підсилювати захисну дію основних засобів, разом з якими вони повинні застосовуватися. У лабораторії можуть застосовуватися електрозахисні засоби для напруги до 1000 В (табл. 3.3).

Таблиця 3.3 – Ізолюючі електрозахисні засоби

| Основні засоби | Додаткові засоби |
|--|--|
| Діелектричні рукавички, ізолюючі штанги, ізолюючі струмовимірюючі кліщі, показники напруги, слюсарно - монтажний інструмент з ізольованими рукоятками. | Діелектричні калоші, діелектричні килимки, ізолюючі підставки. |

3.2.3 Пожежна безпека

Для умов досліджуваного відділу коксохімічного підприємства регламентовані правила пожежної безпеки, що викладені нижче.

Категорія вибухо-пожежонебезпеки приміщення газоочистки за ПУЕ – не вибухо-пожежонебезпечне, за СНиП – «Г».

У кожному цеху, відділенні, на дільниці підприємства повинен бути визначений роботодавцем перелік шкідливих, вибухонебезпечних і пожежонебезпечних речовин, які можуть виділятися у виробничих приміщеннях і в робочих зонах зовнішніх установок під час ведення технологічного процесу, ремонту та в аварійних випадках, і повинні застосовуватися типи захисних протигазів

Трубопроводи, які призначені для транспортування вибухонебезпечних, пожежонебезпечних і шкідливих речовин, у тому числі зріджених газів, незалежно від температури нагріву, а також арматура повинні бути виготовлені з матеріалів, які відповідають за своїми технічними характеристиками робочим умовам середовища, що транспортується.

У приміщенні щитової, де розміщені КВП, застосовувати водяне пожежогасіння, а також установлювати шафи для пожежних кранів та рукавів не дозволяється. У цих приміщеннях необхідно застосовувати вуглекислотне пожежогасіння.

Приміщення, у яких розміщені збірники легкого масла, повинні бути обладнані засобами пожежогасіння відповідно до чинних нормативно-правових актів.

Відділення збагаченого антрацену повинен бути обладнаний автоматичними засобами хімічного пожежогасіння.

Підлога та майданчики біля кубів повинні бути вогнетривкі та мати схил у бік, протилежний від топок.

Бензольні продукти необхідно зберігати під подушкою інертного газу (азоту) у герметичних сталевих резервуарах, що обладнані повітряними клапанами та забезпечені вогнеперешкоджувачами.

Повітряний клапан і вогнеперешкоджувач повинні бути завжди в справному стані та систематично перевірятися.

Результати перевірки необхідно заносити в цеховий журнал огляду апаратури та устаткування.

Для умов промислової лабораторії окремо повинні виконуватись нижченаведені положення з протипожежної безпеки.

Категорія приміщення лабораторії за пожежною та вибухопожежною небезпеками – В. До цієї категорії відносяться приміщення, де обертаються тверді горючі і важкогорючі матеріали, горючі і важкогорючі рідини.

У лабораторії обертаються такі речовини, небезпечні у пожежному відношенні:

- мінеральні масла; температура спалаху (150...180) °С, температура самозаймання (250...400) °С; застосовуються у системах гідроприводу, змащення;
- електрична ізоляція – гумова, поліхлорвінілова, бавовняна;

- деревина з якої вироблені окремі предмети меблі, температура займання (270...300) °С, самозаймання – (330...470) °С;
- папір, температура займання 230 °С, самозаймання – 360 °С;
- пластмаси – конструктивний матеріал корпусів деякого обладнання, захисних щитків; це горючий матеріал, температура займання 400 °С, самозаймання (500...580) °С [40].

У приміщенні лабораторії можливі пожежі класів А (тверді горючі речовини). В (горючі рідини) і Е (електроустановки під напругою).

Приміщення лабораторії знаходиться у підвалі. Згідно ДБН В.1.1-7:2016 [41], для приміщення передбачається один евакуаційний вихід якщо його площа не перевищує 300 м² і кількість людей, що в ньому одночасно перебувають, не перевищує 5. Так як у приміщенні лабораторії один вихід, а число людей, що там знаходиться, часто більше 5, ми маємо порушення протипожежних норм. У цьому приміщенні має бути 2 евакуаційних виходи.

Ширина шляхів евакуації має бути не менше 1,0 м, дверей – не менше 0,8 м, висота проходів і дверей не менше двох метрів. Ці норми витримуються. Двері з приміщення відкриваються назовні, по ході евакуації.

Для гасіння пожежі лабораторія обладнана ручним вуглекислотним вогнегасником типу ОУ – 5. На поверсі, у коридорі розташований потужний кран.

Близкавкозахист будинку, де розташована лабораторія відноситься до III категорії, зона захисту Б. Для захисту від удару блискавки металеві конструкції даху заземлені.

3.3 Розрахунок захисного заземлення

Необхідно розрахувати кількість вертикальних заземлювачів у системі повторного заземлення нульового проводу.

Вихідні дані:

- ґрунт – суглинок;
- вертикальні заземлювачі – труби довжиною $l = 2$ м;
- діаметр труб $d = 0,05$ м;
- відстань між заземлювачами $a = 2$ м;
- ширина з'єднувальної смуги $b = 0,05$ м;
- глибина закладення смуги $t = 0,7$ м.

Горизонтальна смуга з'єднує верхні кінці вертикальних заземлювачів.

Нормативний опір розтіканню струму заземлюючого пристрою у мережі напругою 380 / 220 В, Ом

$$R_H = 4 \quad (3.1)$$

Питомий електричний опір ґрунту, Ом·м

$$\rho = 80 \quad (3.2)$$

Коефіцієнт сезонності для вертикального заземлювача

$$\Psi_B = 1,3 \quad (3.3)$$

Розрахунковий питомий електричний опір ґрунту для вертикального заземлювача, Ом·м

$$\rho_B = \Psi_B \cdot \rho \quad (3.4)$$

$$\rho_B = 1,3 \cdot 80 = 104 \quad (3.5)$$

Опір розтікання струму поодинокого вертикального заземлювача, Ом

$$R_o = \left(\rho_B / 2\pi l \right) * \left[\frac{\ln 21}{d} + 0,5 \ln * \frac{4t + 3l}{4t + l} \right] \quad (3.6)$$

$$R_o = \left(104 / 2 * 3.14 * 2 \right) * \left[\frac{\ln 2 * 2}{0.5} + 0,5 \ln \left(\frac{4 * 0.7 + 3 * 2}{4 * 0.7 + 2} \right) \right] = 38,8 \quad (3.7)$$

Орієнтована кількість вертикальних заземлювачів, шт.

$$n = 1,3 * \frac{R_o}{R_H} = 1,3 * \frac{38,8}{4} = 12,6 \quad (3.8)$$

Приймаємо $n = 13$.

Довжина з'єднувальної смуги при розташуванні вертикальних заземлювачів в ряд, м

$$l_c = a \cdot (n - 1) \quad (3.9)$$

$$l_c = 2 \cdot (13 - 1) = 24 \quad (3.10)$$

Коефіцієнт сезонності для горизонтальної з'єднувальної смуги при $l_c = 24$ м – $\Psi_c = 2,3$.

Розрахунковий електричний опір ґрунту для з'єднувальної смуги, Ом·м

$$\rho_c = \Psi_c \cdot \rho = 2,3 \cdot 80 = 184 \quad (3.11)$$

Опір розтіканню струму з'єднувальної смуги, Ом

$$R_c = (\rho_c / 2\pi l_c) * \ln(2l^2 / bt) \quad (3.12)$$

$$R_c = (184 / 2 * 3,14 * 24) * \ln(2 * 24^2 / 0,5 * 0,7) = 12,7 \quad (3.13)$$

Коефіцієнт використання вертикальних заземлювачів і горизонтальної з'єднувальної смуги

$$\eta_b = 0,61; \eta_c = 0,57 \quad (3.14)$$

Опір розтіканню струму з'єднувальної смуги з урахуванням екранування, Ом

$$R_r = R_c / \eta_c = 12,7 / 0,57 = 22,3 \quad (3.15)$$

Опір розтіканню струму групи вертикальних заземлювачів, Ом

$$R_3 = \frac{R_b}{n} * \eta = \frac{38,8}{13} * 0,61 = 4,89 \quad (3.16)$$

Опір розтіканню струму заземлювача в цілому, Ом

$$R_3 = R_b * \frac{R_r}{(R_b * R_r)} \quad (3.17)$$

$$R_3 = 4,89 * \frac{22,3}{(4,89 * 22,3)} = 4 = R_H \quad (3.18)$$

3.4 Висновки до розділу 3

1. Проаналізовано потенційно небезпечні та шкідливі виробничі фактори при роботі в промисловій лабораторії. Встановлено перевищення середньодобової температури повітряного середовища в теплий період року. Знайдено порушення протипожежних норм ДБН В.1.1-7:2016, згідно з якими в приміщенні промислової лабораторії повинно бути 2 евакуаційні виходи замість одного.

2. Розроблені заходи для зменшення впливу небезпечних та шкідливих виробничих факторів, електробезпеки та пожежної безпеки в умовах промислової лабораторії.

3. Здійснено розрахунок захисного заземлення приміщення промислової лабораторії.

ВИСНОВКИ

1. Проаналізовано технології коксохімічного виробництва. Встановлено основні джерела і компоненти викидів смолопереробного цеху. Розглянуто існуючі методи очищення вентиляційних газів. Встановлено, що найбільш перспективним методом є використання каталітичного знешкодження.

2. Виконано дослідження роботи каталізаторів, які можуть бути використані для знешкодження вентиляційних викидів складів смолопереробного цеху. Встановлено, що оптимальним є варіант каталізатору ПК-3-Ш (Al-Pd) з екологічної та економічної точок зору.

3. Встановлено залежність ефективності очищення вентиляційних газів від температури та витрати вхідних газів. Визначено оптимальні значення відповідних параметрів.

4. Проведено планування експерименту з побудовою матриці експерименту та отримано рівняння регресії для компоненту газової суміші, що має найбільшу токсичну масу (нафталін).

5. Здійснено апробацію встановлених оптимальних параметрів технологічного процесу очищення вентиляційних газів в установках каталітичного допалення в промислових умовах. Ефективність знешкодження вентиляційних викидів складів кам'яновугільної смоли склала в середньому 94 %.

6. Проаналізовано потенційно небезпечні та шкідливі виробничі фактори при роботі в промисловій лабораторії. Розроблені заходи для зменшення їх впливу, електробезпеки та пожежної безпеки в умовах промислової лабораторії. Здійснено розрахунок захисного заземлення приміщення промислової лабораторії.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Старицкий В.И. Газовое хозяйство заводов черной металлургии / В.И. Старицкий. Москва: «Металлургия», 1973. – 496 с.
2. Гребенюк О.Ф. Вловлювання хімічних продуктів коксування. Навчальний посібник. – ч.1 / О.Ф. Гребенюк, В.І. Коробчанський, Г.О. Власов, С.І. Кауфман. – Донецьк: «Східний видавничий дім», 2002. – 228 с.
3. Кауфман А.А. Технология коксохимического производства / А.А. Кауфман, Г.Д. Харлампович. – Екатеринбург: ВУХИН-НКА, 2005. – 288 с.
4. Лейбович Р.Е. Технология коксохимического производства / Р.Е. Лейбович, Е.И. Яковлева, А.Б. Филатов. – Москва: «Металлургия», 1982. – 360 с.
5. Брон Я.А. Переработка каменноугольной смолы / Я.А. Брон. – Москва: «Металлургия», 1963. – 271 с.
6. Павлович Л.Б. Каталитическая очистка выбросов воздушников коксохимического производства / Л.Б. Павлович, Н.А. Шалаева. Новокузнецк: Вестник СГИУ, 2017. № 2. С. 54 – 59.
7. Ратушняк Г.С. Лялюк О.Г. Технічні засоби очищення газових викидів. Навчальний посібник. – Вінниця: ВНТУ, 2005. – 158 с.
8. Страус В.К. Промышленная очистка газов. Перевод с английского. – Москва: Химия, 1981. – 616 с.
9. Хмыров В.Н., Фисак В.Н. Термическое обезвреживание промышленных газовых выбросов. – Алма-Ата: Наука, 1978. – 118 с.
10. Энергетика и охрана окружающей среды. Под ред. Залогина Н.Г и др. – М.: Энергия, 1979. – 352 с.
11. Юдашкин М.Я. Очистка газов в металлургии. – М.: Metallurgy, 1976. – 384 с.
12. Кузнецов И.Е. и др. Оборудование для санитарной очистки газов: Справочник. – К.: Техника, 1989. – 304 с.

13. Панов Г.Е., Петряшин Л.Ф., Лысяный Г.Н. Охрана окружающей среды на предприятиях нефтяной и газовой промышленности. – М.: Недра, 1986. – 245 с.
14. Ратушняк Г.С. Теоретичні основи технології очищення газових викидів. – Вінниця: ВДГУ, 2002. – 96 с.
15. Рихтер Л.А., Волков Э.П., Покровский В.Н. Охрана водного и воздушного бассейнов от выбросов ТЭС. – М.: Энергоиздат, 1981. – 295 с.
16. Северин Л.И. Захист атмосфери. Ч.1 та 2. – Вінниця: ВПІ, 1994. – 177 с.
17. Балабеков О.С., Балтаев Л.Ш. Очистка газов в химической промышленности. – М.: Химия, 1991. – 252 с.
18. Белоусов В.В. Теоретические основы процесса газоочистки: Учебник для вузов. – М.: Металлургия, 1988. – 256 с.
19. Власенко В.М. Каталитическая очистка газов. – К.:Техника, 1973.–200 с.
20. Денисенко Г.Ф. Охрана окружающей среды в черной металлургии. – К.: Техника, 1990. – 246 с.
21. Качан В.Н., Акишина А.Г. Теоретические основы очистки воздуха. – Макеевка: Дон РАСА, 2003. – 130 с.
22. Клименко Л.П. Техноекологія. – Сімферополь: Таврія, 2000. – 542 с.
23. Константинов З.И. Защита воздушного бассейна от промышленных выбросов. – М.: Стройиздат, 1981. – 104 с.
24. Гордон Г.М., Пейсанов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. – М.: Металлургия, 1982. – 240 с.
25. Сандуляк А.В. Новое в технике и технологии физических методов очистки жидкостей и газов. – К.: Вища школа, 1989. – 55 с.
26. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
27. Сигал И.Я. Защита воздушного бассейна при сжигании топлива. – Л.: Недра, 1977. – 294 с.
28. В.С. Шепелев Моделирование каталитических реакторов: Учебное пособие – Новосибирск: Новосибирский университет, 1987. – 80 с.

29. Про затвердження нормативів граничнодопустимих викидів забруднюючих речовин зі стаціонарних джерел. Наказ Міністерства охорони навколишнього середовища від 27 червня 2006 р. № 309. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/z0912-06#Text> (дата звернення: 11.07.2021)
30. Каталізатори для очистки технологических и отходящих газов. ООО «НИАП-КАТАЛИЗАТОР». URL: <http://niap-kt.ru/ru/production/katalizator-6/133-katalizatory-alyumopalladievye-pk-3shn-apn-sh-i-apn> (дата звернення – 13.11.2021)
31. Павлович Л.Б., Шалаева Н.А. Каталитическая очистка выбросов воздушников коксохимического производства. Вестник Сибирского государственного индустриального университета. 2017. № 2. С. 54-59.
32. Каталізатори для очистки технологических и отходящих газов. ООО «НИАП - КАТАЛИЗАТОР»: вебсайт. URL: <http://niapt.ru/ru/production/katalizator-6/131-katalizatory-razlozheniyaozonagttgtiknk> (дата звернення – 03.11.2021)
33. Каталізатор для деструкции озона «Гопталюм». ООО «Добрая техника»: веб-сайт. URL: <https://ozonator.ru/katalizator-dlya-destruktorov-ozona-goptalyum> (дата звернення – 03.11.2021)
34. Поточний рівень середньої заробітної плати. Профспілка металургів і гірників України: веб-сайт. URL: <http://pmguinfo.dp.ua/npravleniya-deyatelnosti/sotsialno-ekonomicheskaya-rabota/73-informatsiya/139-zarplata> (дата звернення: 09.11.2021).
35. Санітарні норми мікроклімату виробничих приміщень. Постанова МОЗ України від 1 грудня 1999 р. № 42. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/rada/show/va042282-99#Text> (дата звернення: 03.11.2021)
36. Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку. Постанова Головного державного санітарного лікаря МОЗ України від 1 грудня 1999 р. № 37 URL: <https://zakon.rada.gov.ua/rada/show/va037282-99#Text> (дата звернення: 12.11.2021)
37. Державні санітарні норми виробничої загальної та локальної вібрації. Постанова Головного державного санітарного лікаря МОЗ України від 1

грудня 1999 р. № 39 URL: <https://zakon.rada.gov.ua/rada/show/va039282-99#Text> (дата звернення: 07.11.2021)

38. Про затвердження правил безпеки в коксохімічному виробництві: Наказ Державного комітету України з промислової безпеки, охорони праці та гірничого нагляду від 10 червня 2008 р. № 135. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/z0575-08#Text> (дата звернення: 31.10.2021).

39. Про затвердження правил будови електроустановок. Наказ Міністерства праці та соціальної політики України від 21 червня 2001 р. № 272 URL: <https://zakon.rada.gov.ua/rada/show/v0272203-01#Text> (дата звернення: 19.11.2021).

40. Щербина Я. Я., Щербина И. Я. Основы противопожарной защиты. – Київ: Вища школа, 1985 – 255 с.

41. Про затвердження «ДБН В.1.1-7:2016 Пожежна безпека об'єктів будівництва. Загальні вимоги». Наказ Мінрегіону України від 31 жовтня 2016 р. № 287 URL: <https://zakon.rada.gov.ua/rada/show/v0287858-16#Text> (дата звернення: 19.11.2021).