

ТОВ «ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «МЕТІНВЕСТ ПОЛІТЕХНІКА»  
Факультет автоматизації виробництва та цифрових технологій  
Кафедра автоматизації, електро- та робототехнічних систем

«Допущено до захисту»  
Гарант ОПП

Світлана ГУРКОВСЬКА

## КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА

на здобуття освітнього ступеня магістра

за підсумками виконання  
освітньо-професійної програми  
«Комп'ютерне конструювання мехатронних систем»  
за спеціальністю 133 Галузеве машинобудування

**на тему «Підвищення ефективності роботи бензольного скрубера за  
рахунок модернізації системи керування в умовах коксохімічного  
виробництва»**

Керівник роботи

Микола ГОЛОТЮК

Консультант від  
бази практики

Максим ТУР

*Кваліфікаційна робота містить результати власних досліджень. Використання  
ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело*

Здобувач

Валерій БУРИК

Підсумкова оцінка за атестацію			
--------------------------------	--	--	--

Голова ЕК

Андрій ГОЛОЯДОВ

Запоріжжя 2024



ТОВ «ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «МЕТІНВЕСТ ПОЛІТЕХНІКА»

Факультет	<u>автоматизації виробництва та цифрових технологій</u>
Кафедра	<u>автоматизації, електро- та робототехнічних систем</u>
Освітньо-кваліфікаційний рівень	<u>магістр</u>
Спеціальність	<u>133 Галузеве машинобудування</u>
ОПП	<u>Комп'ютерне конструювання мехатронних систем</u>

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

Гарант освітньої програми  
«Комп'ютерне конструювання мехатронних систем»

Світлана ГУРКОВСЬКА  
(прізвище та ініціали) (підпис)

«12» липня 2024 р.

**ЗАВДАННЯ  
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ МАГІСТРА**

Бурика Валерія Євгеновича  
(прізвище, ім'я, по батькові здобувача)

1. Тема роботи (проєкту) Підвищення ефективності роботи бензольного скрубера за рахунок модернізації системи керування в умовах коксохімічного виробництва  
керівник роботи (проєкту) Голотюк Микола Віталійович, доцент кафедри АБЕРС  
затверджені наказом Університету від 01.07.2024 р. №162/01.07.2024
2. Термін здачі здобувачем закінченої роботи 01.12.2024 р.
3. Вихідні дані до роботи Навчальна література, державні стандарти з галузевого машинобудування, автоматизації; методична література з спеціальних дисциплін та дипломування, науково-дослідницькі роботи за тематикою досліджень; літературні джерела, технологічні інструкції, результати власних експериментів та досліджень тощо
4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Анотація. Зміст. Вступ. 1. Аналіз предметної області. 2. Теоретичні дослідження. 3. Напрямки модернізації бензольного скрубера (3.1 Модернізація системи керування бензольного скрубера; 3.2 3.2Покращення конструкції системи подачі вбирного масла). 4. Економічна частина. Висновки. Додаток.
5. Перелік графічного (демонстраційного) матеріалу: \_\_\_\_\_
6. Консультанти по роботі, із зазначенням розділів роботи, що стосуються їх.

Розділ	Консультант (прізвище, ініціали та посада)
1-4	Голотюк М.В., доцент кафедри АВЕРС

7. Дата видачі завдання 05 липня 2024

#### КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи (проекта)	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Розділ 1. Аналіз предметної області	09.09.2024 – 03.11.2024	
2	Розділ 2. Теоретичні дослідження	04.11.2024 – 10.11.2024	
3	Розділ 3. Програма, методика та результати експериментальних досліджень	11.11.2024 – 17.11.2024	
4	Розділ 4. Економічне обґрунтування запропонованих змін	18.11.2024 – 20.11.2024	
5	Висновки, перелік посилань, вступ, зміст, реферат	21.11.2024 – 24.11.2024	
6	Подання завершеної роботи. Перевірка на академічний плагіат	25.11.2024 – 27.11.2024	
7	Остаточне оформлення роботи, презентаційного матеріалу, автореферату	25.11.2024 – 27.11.2024	
8	Рецензування завершеної роботи.	28.11.2024 – 01.12.2024	
8	Захист	02.12.2024 – 07.12.2024	

Здобувач

Бурик Валерій Євгенович

\_\_\_\_\_  
(підпис)

Керівник роботи

Голотюк Микола Віталійович

\_\_\_\_\_  
(підпис)



## АНОТАЦІЯ

Бурик Валерій Євгенійович. Підвищення ефективності роботи бензольного скрубера за рахунок модернізації системи керування в умовах коксохімічного виробництва. - Кваліфікаційна праця на правах рукопису.

Кваліфікаційна робота на здобуття освітнього ступеня магістра за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування». ОПП «Комп'ютерне конструювання мехатронних систем»– ТОВ «ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «МЕТІНВЕСТ ПОЛІТЕХНІКА», Запоріжжя, 2024.

*Об'єктом дослідження* даної роботи є процес абсорбції бензольних вуглеводнів з коксового газу у бензольному скрубери цеху уловлення.

*Предметом дослідження* є бензольний скрубер для уловлення бензольних вуглеводнів з коксового газу.

*Мета та завдання.* Метою роботи є підвищення ефективності роботи бензольного скрубера.

У першому розділі проведено теоретичне дослідження промислового уловлення бензольних вуглеводнів: основні схеми та обладнання. Проаналізована конструкція бензольного скрубера.

У другому розділі розглянуто технологічну схему та обладнання цеху уловлення, теоретичні дослідження основи процесу абсорбції. Проаналізовано норми і методи контролю технологічного режиму дільниці уловлення бензольних вуглеводнів. Визначено основні напрямки модернізації конструкції обладнання.

У третьому розділі наведено напрями модернізації бензольного скрубера. Модернізація систем керування, схема розташування, основні вимірювальні параметри. Покращення конструкції системи подачі вбирного масла з метою створення більшої поверхні контакту фаз між коксових газом та вбирним маслом за рахунок збільшеної кількості точок подачі до скрубера та використання розпилювачів у вигляді сопла.

У четвертому розділі розрахований плановий економічний ефект від впровадження заходів із модернізації систем керування та конструктивного покращення системи подачі вбирного масла в скрубер.

**СКРУБЕР, БЕНЗОЛЬНІ ВУГЛЕВОДНІ, КОКСОВИЙ ГАЗ, СИСТЕМА КЕРУВАННЯ, СИСТЕМА ПОДАЧІ ВБИРНОГО МАСЛА**



## ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1 АНАЛІЗ ПРЕДМЕТНОЇ ОБЛАСТІ .....	9
1.1 Теоретичне дослідження уловлювання бензольних вуглеводнів.....	9
1.2 Конструкція бензольного скрубера .....	17
2 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	28
2.1 Опис цеху уловлення .....	28
2.1.1 Опис скрубєрного відділення .....	35
2.2 Норми контролю технологічного режиму .....	39
2.2.1 Методи контролю технологічного режиму .....	40
3 НАПРЯМКИ МОДЕРНІЗАЦІЇ БЕНЗОЛЬНОГО СКРУБЕРУ .....	43
3.1 Модернізація системи керування бензольного скрубєру .....	43
3.2 Покращення конструкції системи подачі вбирного масла .....	45
4 ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА .....	50
ВИСНОВКИ .....	54
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	56
ДОДАТОК А АПРОБАЦІЯ РОБОТИ....	<b>Ошибка! Закладка не определена.</b>



## **СПИСОК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ**

БВ- бензольні вуглеводні  
СБ- сирий бензол  
КГ – коксовий газ



## ВСТУП

Сирий бензол, який витягується з коксового газу, є сумішшю різних хімічних сполук, основними компонентами якої є одноподібні ароматичні вуглеводні: бензол, толуол [1].

При абсорбції бензолних вуглеводнів з коксового газу оліями у сирому бензолі містяться легкі фракції поглинальної олії та нафталін.

Сирий бензол – прозора летюча рідина блідо-жовтого кольору, який швидко темніє при зберіганні, внаслідок окислення та полімеризації неорганічних сполук з утворенням смолистих речовин.

Щільність сирого бензолу коливається в діапазоні від 845 до 920 кг/м<sup>3</sup>, залежно від сполуки. У воді практично не розчиняється та легко відстоюється від неї.

Якість сирого бензолу характеризується відгоном до 180°C. Залишок сирого бензолу, який кипить вище 180°C, є сумішшю поглинального масла і нафталіну, які є баластом при переробці сирого бензолу в чисті продукти.

Вихід сирого бензолу коливається в широких межах, залежно від якості вугілля, що коксується, температури коксування, температури підзвідних просторів печей і часу перебування в ньому легких продуктів. Чим вища температура коксування, тим глибше йде піроліз первинних продуктів.

Експериментально встановлено, що при температурах нижче 550°C від вугілля відходять у основному аліфатичні сполуки. В інтервалі температур 550-750°C відбувається утворення аліфатичних та ароматичних вуглеводнів. А за температур вище 750°C утворюються головним чином ароматичні вуглеводні. При температурі вище 800°C відбувається інтенсивне розкладання толуолу, ксилолу. Внаслідок чого вміст їх у сирому бензолі знижується, а вміст бензолу збільшується. Найбільш високий вихід бензолу досягається за температури 800-900°C. За більш високих температур вихід бензолу знову падає [1-3].

Бензол являє собою безбарвну сильно заломлюючу речовину з типовим запахом. Бензол змішується зі спиртом, ефіром, ацетоном та більшістю інших органічних сполук у необмежених кількостях, є хорошим розчинником для олій, жирів, смол. Взаємна розчинність бензолу та води нечуттєва. Бензол сильно горить полум'ям, що коптить. Суміш його пари в повітрі вибухонебезпечна, тому при роботі з бензолом в закритих приміщеннях необхідно дотримуватись найбільшої обережності. Крім того, бензол і його пари отруйні. Незначні кількості парів бензолу викликають при тривалому вдиханні головний біль, шум у вухах. При концентрації парів бензолу повітря 24 мг/л дію його на організм небезпечно, а при концентрації 64 мг/л протягом 5-10 хвилин смертельно [2].

За нормальних умов коксування вихід бензолних вуглеводнів коливається в межах 0.8-1% від кількості шихти, що коксується. Вміст бензолних вуглеводнів у прямому коксовому газі становить 25 – 35г/м<sup>3</sup>.



За звичайних умов охолодження в первинних газових холодильниках до температури 25-30°C коксовий газ залишається ненасиченим бензольними вуглеводнями, тому їх конденсація не відбувається. Для відокремлення їх від коксового газу використовуються три групи методів:

- 1) абсорбційні методи;
- 2) адсорбційні методи;
- 3) охолодження при підвищеному тиску.

Найбільшого поширення в коксохімічній промисловості набули абсорбційні методи, які використовують для промивання коксового газу кам'яновугільні олії. Кам'яновугільні олії є хорошими поглиначами щодо бензолу та його гомогенів.

Перелік публікацій за результатами виконання кваліфікаційної роботи

1. Бурик В.Є., Голотюк М.В. Моделювання роботи бензольного скрубера за рахунок модернізації системи керування в умовах коксохімічного виробництва. Матеріали міжнародної науково-технічної конференції «MININGMETALTECH 2024 – Гірничо-металургійний комплекс: інтеграція бізнесу, технологій та освіти», м. Запоріжжя, 28–29 листопада 2024 р. Запоріжжя, ТОВ «Технічний університет «МЕТІНВЕСТ ПОЛІТЕХНІКА», 2024. DOI <https://doi.org/10.30525/978-9934-26-506-8-124>



# 1 АНАЛІЗ ПРЕДМЕТНОЇ ОБЛАСТІ

## 1.1 Теоретичне дослідження уловлювання бензолних вуглеводнів

Процес уловлювання бензолних вуглеводнів (БВ) — це суто фізична абсорбція, не пов'язана з додатковою хімічною взаємодією, тому описується звичайним рівнянням абсорбції:

$$G = K_{об} \cdot F \cdot \Delta P_{ср} \quad (1.1)$$

де  $G$  - кількість абсорбованої речовини, кг/год;

$K_{об}$  - загальний коефіцієнт швидкості абсорбції,  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{Па}$ ;

$F$  - поверхня контакту фаз,  $\text{м}^2$ ;

$\Delta P_{ср}$  - середньологарифмічна рушійна сила абсорбції, Па.

Абсорбцію бензолних вуглеводнів ведуть при тиску, близькому до атмосферного. Малі парціальні тиски БВ в КГ зумовлюють як лімітує абсорбцію стадію дифузії в газовій фазі. При змісті БВ в КГ, що надходить на очищення  $30\text{--}33 \text{ г/м}^3$  ( $20^\circ \text{C}$ ), вміст власне бензолу у ньому становить близько  $24 \text{ г/м}^3$  ( $20^\circ \text{C}$ ), а його парціальний тиск -  $0,69 \text{ кПа}$ . У КГ після очищення - близько  $0,02 \text{ кПа}$ . Рушійна сила процесу з достатньою точністю може бути визначена за рівнянням:

$$\Delta P = P_{об} \cdot Y - H \cdot X = P_{об} \cdot Y - \gamma \cdot P_0 \cdot X \quad (1.2)$$

де  $P_{об}$  - загальний тиск абсорбції;

$Y$  і  $X$  - мольно-часткові концентрації поглинається в газовій і рідкій фазах відповідно;

$H$  - константа Генрі;

$P_0$  - пружність парів над чистою речовиною, що поглинається, при температурі абсорбції;


$\gamma$  - коефіцієнт активності, що характеризує неадитивність пружності парів над поглиначем.

Для нафтової поглинальної олії  $\gamma$  знаходиться в межах  $1,06\text{--}1,09$ ; для кам'яновугільної масла -  $1,14\text{--}1,18$ . Низькі парціальні тиску БВ в КГ забезпечують невисокий вміст БВ в насичених поглиначах (не більше 2–3 % (мас.)). Це призводить до їх великої витрати на зрошення абсорберів і, відповідно, до значної витрати енергії на їх нагрівання для наступної десорбції БО. У кам'яновугільному маслі нормуються вмісту нафталіну та фенолів, які не повинні перевищувати, відповідно, 10 та 0,5 % (мас.). Через меншу молекулярну масу кам'яновугільна олія має кращу поглинальну здатність, ніж нафтова. Тому насичення його БВ більше, ніж у нафтовому, відповідно, 2,0–2,5 та 1,5–2,0 % (мас.). Витрата масла, що подаються на зрошення насадки в абсорбері, в розрахунку на 1 т коксованої шихти становить  $0,5 \text{ м}^3$  - для кам'яновугільного та  $0,65 \text{ м}^3$  – для

нафтового. Таким чином, при використанні кам'яновугільного масла за витрати енергії на його перекачування та нагрівання, а також капітальні витрати на теплообмінну апаратуру, відповідно, менші, ніж при використанні нафтової олії. Проте втрати нафтової олії та її витрата на їх заповнення в процесі використання менше, ніж у кам'яновугільного і становлять, відповідно, 100–140 та 50–100 кг/т БВ. Це зумовлено нижчою температурою кипіння кам'яновугільного масла, ніж нафтового, а також утворенням і накопиченням у ньому полімерів і висококиплячих вуглеводнів з високими температурами застигання, що призводить до необхідності виведення на регенерацію його більшої кількості. До інших недоліків кам'яновугільного масла, як поглинача, слід віднести розчинення в ньому тіоціанатів, ціанідів і хлоридів за рахунок комплексоутворення, що відбувається за рахунок донорно-акцепторного їх взаємодії з ароматичними вуглеводнями олії.

Таблиця 1.1 - Характеристики кам'яновугільної та нафтової олії

Кам'яновугільна олія				Нафтова олія (дизельне паливо)	
Дебензине		Бензине		Показник	Значення
Показник	Значення	Склад	Вміст, %		
Щільність, кг/м <sup>3</sup>	1040-1070	Бензол та його гомологи	0,3-1,2	Щільність, кг/м <sup>3</sup>	890
Молекулярна маса, г	170-180	Індан та індан	0,3-0,8	Температура застигання, °С	-20
Початок кипіння, °С	Не нормується	Нафталін	8,2-10,3	Вязкість при 50 °С	1,5
Відгон до 350 °С	Не менше 95	2-Метилнафталін	6,2-9,5	Початок кипіння, °С	265
Вміст води, %	0,5	Диметилнафталін	6,6-10,3	Відгон до 350 °С	Не менше 95
Поводження при 0 °С	Не дає осаду при охолодженні до 0 °С	Аценафтен Флуорен Антрацен	15-21 9,9-10,3 3,5-4,7	Молекулярна маса, г	230-240



Нафтова олія хімічно більш стабільна, проте принаймні використання в ньому накопичується дрібнодисперсний шлам, що складається з неорганічних речовин (роданід амонію та π-комплекси БВ з неорганічними речовинами), для відокремлення якого передбачають систему відстоювання.

Однак зараз нафтовою промисловістю випускається не солярове масло, а дизельне паливо (див. табл. 1.1), тобто ширша фракція вуглеводнів, яка забезпечує ефект уловлювання набагато гірше кам'яновугільної олії.

У технології уловлювання БВ використовуються такі терміни: - «Сирий бензол» - продукт, отриманий шляхом вилучення (десорбції) бензольних вуглеводнів з поглинальної олії, використаного для уловлювання їх із КГ; — олія «бензене» — олія, насичена БВ; виходить у процесі уловлювання СУ з КМ; - олія «дебензене» - олія знебензолена; виходить після десорбції СУ з олії «бензене». Слід зазначити, що найкращі результати з уловлювання сирого бензолу забезпечує "солярове масло".

При багаторазовому використанні олій збільшується їх в'язкість та щільність. Це призводить до збільшення витрати енергії на їх перекачування та нагрівання, поряд із зменшенням коефіцієнта абсорбції БВ та коефіцієнта теплопередачі в системі теплообміну. Тому для нормальної роботи бензольних установок необхідно підтримувати стабільність фізико-хімічних властивостей масел (молекулярна маса, в'язкість та щільність). Характеристика кам'яновугільної та нафтової поглинальних олій представлена в табл. 1.1.

На процес абсорбції БВ впливає повнота очищення КГ від аміаку, тому забороняється вловлювати БВ, якщо не працює або незадовільно працює система уловлювання аміаку. Абсорбція БВ проводиться в колонних апаратах - насадочних. абсорберах, які мають відносно невисокий опір (Не більше 1 кПа в одного апарату). Важливою умовою їхньої роботи є правильний вибір масообмінних пристроїв насадки. На старих заводах найпоширеніші дерев'яні "хордові" насадки. На нових заводах частіше використовують алюмінієві плоскопаралельні і z-подібні насадки або насадки у вигляді насічно-протяжного листа, що скомпоновані у певну товщину.

Бензольні вуглеводні уловлюють з коксового газу, що пройшов сульфатне відділення . Температура коксового газу після сульфатного відділення не буває нижче 52-55°C, а іноді може досягати 60-70°C.

Коксовий газ містить значну кількість нафталіну 1,0-1,2 г/м<sup>3</sup> та водяної пари. Для успішного виділення бензольних вуглеводнів коксовий газ повинен бути охолодженим до температури 25-30°C, очищений від нафталіну та звільнений від декотрої частини водяної пари. Дане охолодження є кінцевим, тобто після цього коксовий газ більше не охолоджується. Холодильники в яких проходить охолодження газу є

кінцевими. Вони розташовуються згідно технологічної лінії проходження кокосового газу перед бензольними скруберами.

Технологічна схема уловлювання БВ представлена на рис. 1.1. Поглинальна олія сорбує з КГ, поряд з бензольними вуглеводнів, ціаністий водень, аміак та солі амонію. При переході КХП працювати з відкритого на закритий оборотний цикл КГХ концентрація цих домішок в оборотній охолоджувальній КГ воді зростає наступним чином: аміаку та солей амонію. у 2 рази; сірководню - в 1,5 рази; тіоціанатів і ціанідів у 3–5 разів. Причому поглинання цих речовин із КГ збільшується за наявності в поглинальній олії навіть невеликої кількості емульгованої води.

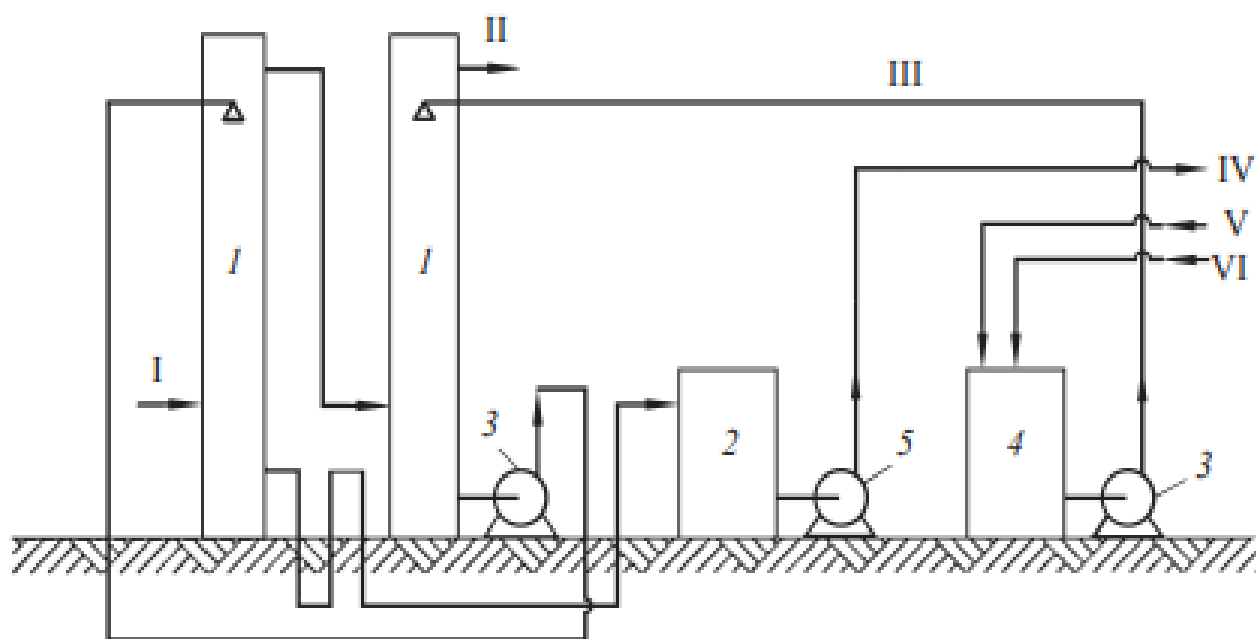



Рисунок 1.1 - Технологічна схема уловлювання БВ з КГ:

1 - бензольні скрубери; 2 - збірка олії бензене; 3 - насоси подачі олії дебензене в абсорбери; 4 - збірка масла дебензене; 5 - насос подачі олії бензене на дистиляцію; I - КГ на уловлювання БВ; II - очищений від БВ КГ; III - олія дебензене в абсорбер; IV - олія бензене на дистиляцію; V - олія дебензене з дистиляцією; VI - свіжа олія

Десорбція БО з поглинальної олії у бензольних колонах проходить наступним чином. Насичене БО до рівноважної концентрації 2,0–3,0 % (об.) поглинальна олія бензене з абсорберів надходить у бензольне відділення для дистиляції (десорбції) БВ гострим паром. Цей процес ведуть у ректифікаційних колонах (десорберах) до нормативного залишкового вмісту БВ в маслі не більше 0,2% (про.) при використанні нафтової олії та не більше 0,3 % (об.) для кам'яновугільної олії. Виділення БВ з поглинальної олії ґрунтується на різниці температур кипіння. БВ



википають переважно до 180 °С, а олії киплять при вищій температурі. Причому повне виділення СБ з олії досягається тільки при температурі 250-300 °С. Такі температури негативно впливають на якість поглинального масла, тому для зниження температури процесу дистиляцію ведуть за допомогою гострої пари, що дозволяє підтримувати температуру кам'яновугільного масла бензене перед надходженням у колону (після підігрівачів) у межах 130–140 °С, а для нафтового - 125-135 °С. Залежно від способу підігріву розрізняють два варіанти технології: «паровий» та «вогневий». У традиційному «паровому» варіанті насичене БВ масло перед колоною нагрівають глухим пором із тиском 0,5–0,6 МПа до 135–140 °С. Для зменшення температури кипіння олії до колони подають гостру пару (2–3 т/т сирого бензолу). Недоліки методу: великий обсяг апаратури; значний витрата пари та охолоджувальної води; утворення великого обсягу стічних вод, що містять бензол, ціанід та роданід амонію. У «вогневому» варіанті нагрівання олії проводиться до 180 °С у трубчастій печі, що сприяє зниженню витрати гострої пари на десорбцію БВ в 4–5 разів, і, відповідно, — обсягу стоків, що утворюються. З урахуванням економічної доцільності вогневої спосіб нагрівання олії застосовується на КХП частіше, ніж паровий. Варіант технологічної схеми виділення двох видів бензолів з поглинальної олії з оптимальним використанням вторинних теплових ресурсів та паровою регенерацією поглинального олії показаний на рис. 1.2 [1-3].

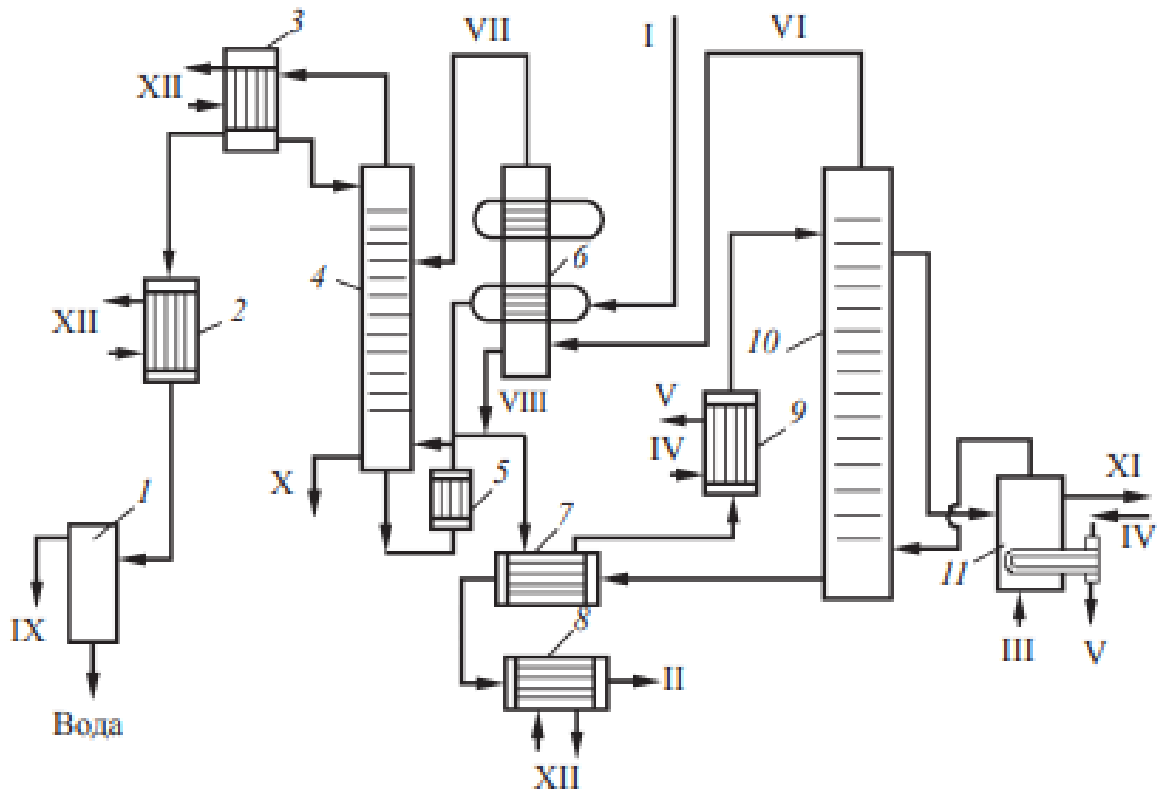


Рисунок 1.2 - Технологічна схема отримання бензолів двох видів:  
1 - сепаратор; 2 - конденсатор; 3, 6 - дефлегматори; 4 – розділова колона; 5, 9 - підігрівачі; 7 - теплообмінники; 8 - холодильник; 10 - бензолізна колона; 11 - паровий регенератор; I - олія бензене; II – олія дебензене; III - гостра пара; IV - глуха пара; V - конденсат водяної пари; VI - пари води, СУ та олії; VII - пари води та БВ; VIII - флегма; IX - СБ-1; X - СБ-2; XI - полімери; XII - оборотна технічна вода

Опис схеми: холодне насичене БВ масло бензене спочатку підігрівається в трубчатці дефлегматора 6 парами води та сирого бензолу, а потім - в масляному теплообміннику 7 гарячим маслом, що виходять з бензолісної колони 10, і остаточно - у паровому підігрівачу або в трубчастій печі 9. Далі нагріте масло направляєється у верхню частину колони 10 для відгону БВ. У нижню частина колони 10 подається гостра пара, а також пари води та олії із парового регенератора 11. З верхньої частини колони 10 відводяться пари води, сирого бензолу і олії у співвідношенні бензол : олія в парах, рівному, відповідно, 1 : 1. Це пояснюється тим, що бензолізна колона представляє, по суті, тільки вичерпну секцію фракційної колони, та склад парової фази на верхній частині колони, що відповідає рівновазі у системі. Функцію зміцнюючої секції виконує дефлегматор 6, в якому за рахунок охолодження відбувається фракційна конденсація.

Більшої частини олії (відношення бензол: олія в парах на виході з дефлегматора, відповідно, 9: 1). Олія, що конденсується (флегма)

змішується з насиченою олією в колоні. Пари з дефлегматора 6 надходять у розділювальну колону 4, з підігрівачем 5 і дефлегматором 3. Тут протікає фракційна конденсація важкого бензолу (СБ-2, початок кипіння 150 °С), який виводиться з низу колони. Пари води і легкого бензолу (СБ-1, википає до 150 °С) надходять з верху колони 4 в конденсатор 2, звідки конденсат направляється в сепаратор 1. З низу сепаратора 1 відводиться забруднена солями та бензолом сепараторна вода, а зверху - СБ-1.

Таблиця 1.2- Склад та основні фізико-хімічні властивості компонентів сирого бензолу

Показник	Норма для марки		
	БС	БС-1	БС-2
Зовнішній вигляд	Прозора рідина від світло до темно-коричневого кольору, не містить зважених частинок		
Фракційний склад: Масова доля відгону, %:			
До 150 °С	Не нормується		12
До 180 °С	91	Не нормується	
До 200 °С	Не нормується		45
Температура закінчення відгону 97% проби, °С	Не нормується	140	Не нормується

Гаряче знебензолене масло з нижньої частини колони 10 надходить в масляний теплообмінник 7, а звідти - в холодильник 8. 1-2% масла безперервно відводиться в регенератор 11, де в струмі гострої пари та при додатковому підігріві глухою парою до 170-175 °С переганяється більшість масла.

Пари олії повертаються в колону 10, а висококиплячі залишки (полімери) виводяться із системи. (Свіжа кам'яновугільна олія має мол. масу 160-170, а оборотна - 190-220.) На КХП застосовуються технології отримання сирого бензолу як нерозділеного на перший і другий, так і технології з отриманням СБ-1 (кінець кипіння 150 °С) і СБ-2 (початок кипіння 150-160 °С). У табл. 5 наведено вимоги до якості та склад одержуваних на КХП видів СБ, а табл. 1.2.

Відновлення поглинальних властивостей нафтової та кам'яновугільного масел забезпечується шляхом видалення з них продуктів ущільнення. Виділення шламів та руйнування емульсій у нафтовому маслі



проводиться його відстоюванням з підгрівом в апаратах деемульгатори. Зменшення вмісту солей провадиться його промиванням конденсатом пари. На практиці застосовується два способи регенерації кам'яно вугільного поглинального масла: у трубчастій печі та паровій.

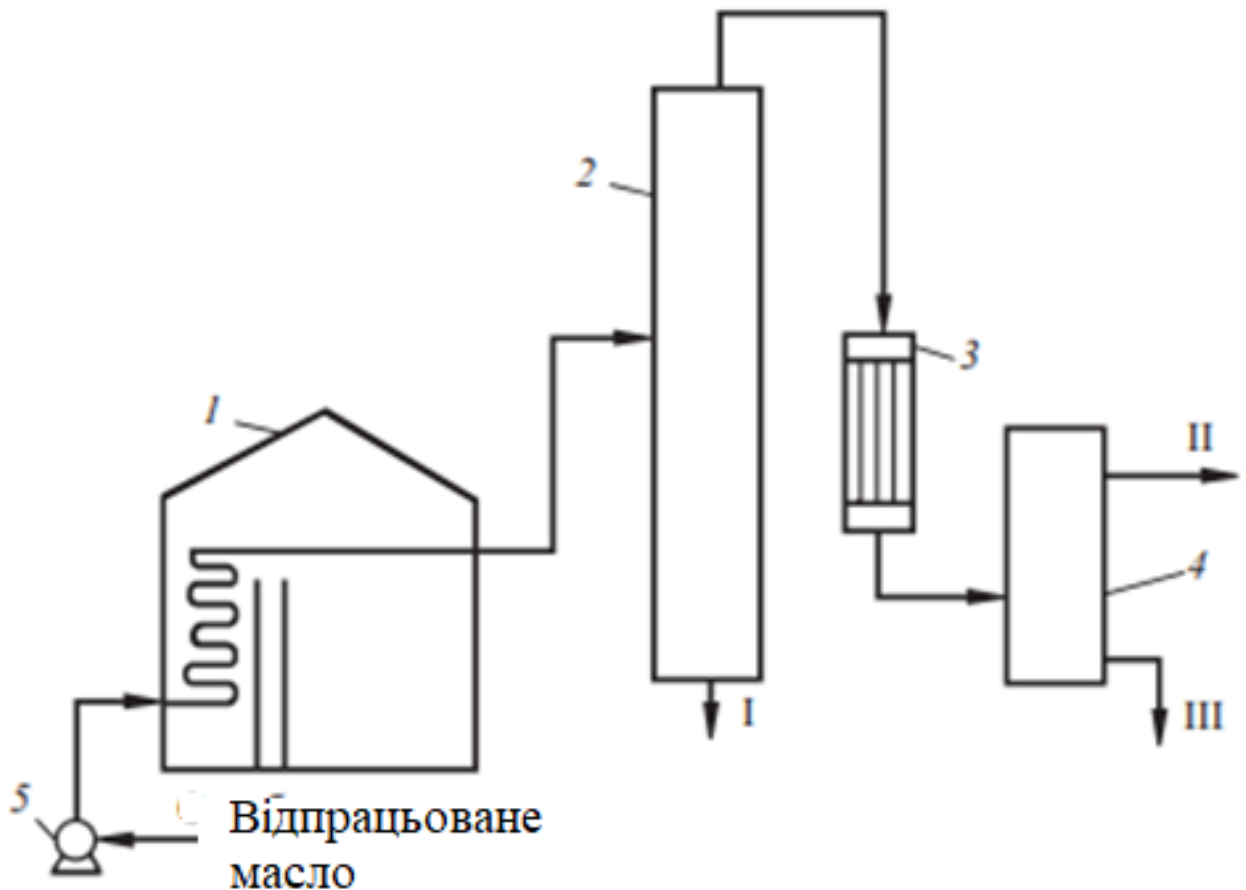



Рисунок 1.3 - Технологічна схема регенерації поглинальної олії у трубчастій печі: 1 - трубчаста піч; 2 - випарник; 3 - конденсатор; 4 - сепаратор; 5 - насос; I - полімери; II - вода; III - регенована олія

Регенерацію кам'яновугільного поглинального масла здійснюють нагрівом у трубчастій печі (перший спосіб) або парових підігрівачах (другий спосіб) з подальшою відгонкою легень погонів гострим паром. Технологічна схема регенерації олії з використанням вогневого нагріву в трубчастій печі наведено на рис. 1.3.

Опис схеми: 1–2 % від циркулюючої олії дебензене водиться з однією з верхніх тарілок бензольної колони і подається у вузол регенерації, де прокачується через зміювки трубчастої печі 1, що нагрівається димовими газами до 280-290 °С. Нагріте масло надходить у випарник 2, куди подається невелика кількість перегрітої пари для поліпшення поділу шарів. Що утворюється суміш парів олії та води направляється в конденсатор 3, а з нього сепаратор 4 для відділення води від масла. У випарнику 1 залишається густа смолиста частина —



полімери, яка виводиться в накопичувач з низу випарника. Регенована олія повертається цикл, а полімери передаються на утилізацію.

В паровому способі регенерації 1-2% від циркулюючої олії дебензене нагрівається в регенераторі, що обігривається глухою парою тиском 0,6–0,7 МПа, лише до 170–180 °С. Випаровування олії відбувається в процесі барботажу через нього гострої пари, що подається в регенератор. Пари БУ, що утворилися, і легколетких компонентів масла направляються в низ бензольної колони, а висококиплячі полімери передаються в регенераторі передаються на утилізацію чи використовуються як товарний продукт.

Нестача парового способу полягає в тому, що разом з парами масла в бензольну колону надходять сірководень і ціаністий водень, що утворюють корозійно-активні тіоціанати. При вогневій регенерації досягається повніше звільнення олії від корозійних солей та виведення їх з циклу з сепараторною водою.

## 1.2 Конструкція бензольного скрубера

Колони призначені для інтенсифікації тепло- та масообміну та забезпечення однорідних гідродинамічних умов проведення хіміко-технологічних процесів. З цією метою частина обсягу насадки заповнена шарами твердих тіл різних розмірів і форми - нерухомими та рухомими насадками, які служать для створення розвиненої поверхні контакту між взаємодіючими потоками в гетерогенних системах, головним чином газ (пар) – рідина [1-4].

Нерухома насадка засипається на опорні ґрати, що мають отвори для стоку рідини та проходження газу (рис. 1.4). Рідина подається на насадку зверху з допомогою спец. розподілюв. пристроїв. По всій висоті насадки рівномірне розподілення рідини неможливо, що пояснюється так званім пристіночним ефектом - більшою щільністю завантаження насадки в центр. частини апарату, ніж біля його стінок, внаслідок чого рідина прагне розтікатися в напрямку від центру до периферії. Для запобігання цьому та поліпшення змочування насадки її часто укладають не суцільно на всю висоту, а окремими шарами (секціями) висотою 1,5-3,0 м і під кожним з них, крім нижнього, розміщують напрямні пристрої.

Газ та рідина рухаються, як правило, протитечією; у промисловості використовують також насадку з прямоточним (низхідним) рухом фаз за високої швидкості газу (до 10 м/с). У шарі насадки рідина стікає її елементами головним чином у вигляді тонкої плівки і поверхнею контакту фаз є в основному змочена поверхня насадки, тому насадку можна розглядати як різновид плівкових апаратів. При перетіканні рідини з одного елемента насадки на інший рідка плівка руйнується, і на елементі, що лежить нижче, утворюється нова плівка. При цьому частина рідини проходить у вигляді струменів і крапель через розташовані нижче елементи насадки, а деяка кількість затримується в ній внаслідок змочування поверхні і скупчення у вузьких каналах, що утворюються

насадковими тілами, що стикаються, що призводить до збільшення гідравлічного опору і зниження ефективності масообміну.

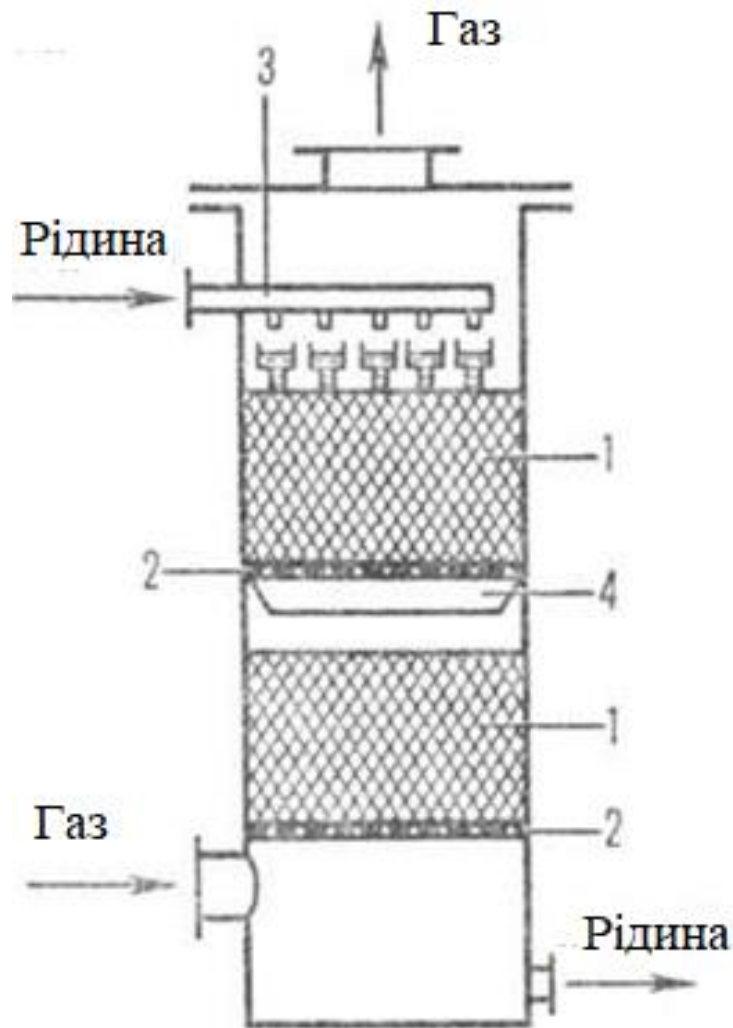


Рисунок 1.4 - Насадочний апарат:  
1 – нерухома насадка; 2 – опорні ґрати; 3,4 – відповідно розподільники та перерозподільники рідини

Розглянемо інші конструкції абсорберів для поглинання бензольних вуглеводнів. Трубчастий абсорбер подібний до пристрою з вертикальним кожухотрубчастим теплообмінником. Абсорбент надходить на верхню трубну решітку, розподіляється по трубах і стікає по їх внутрішній поверхні у вигляді тонкої плівки в апаратах.

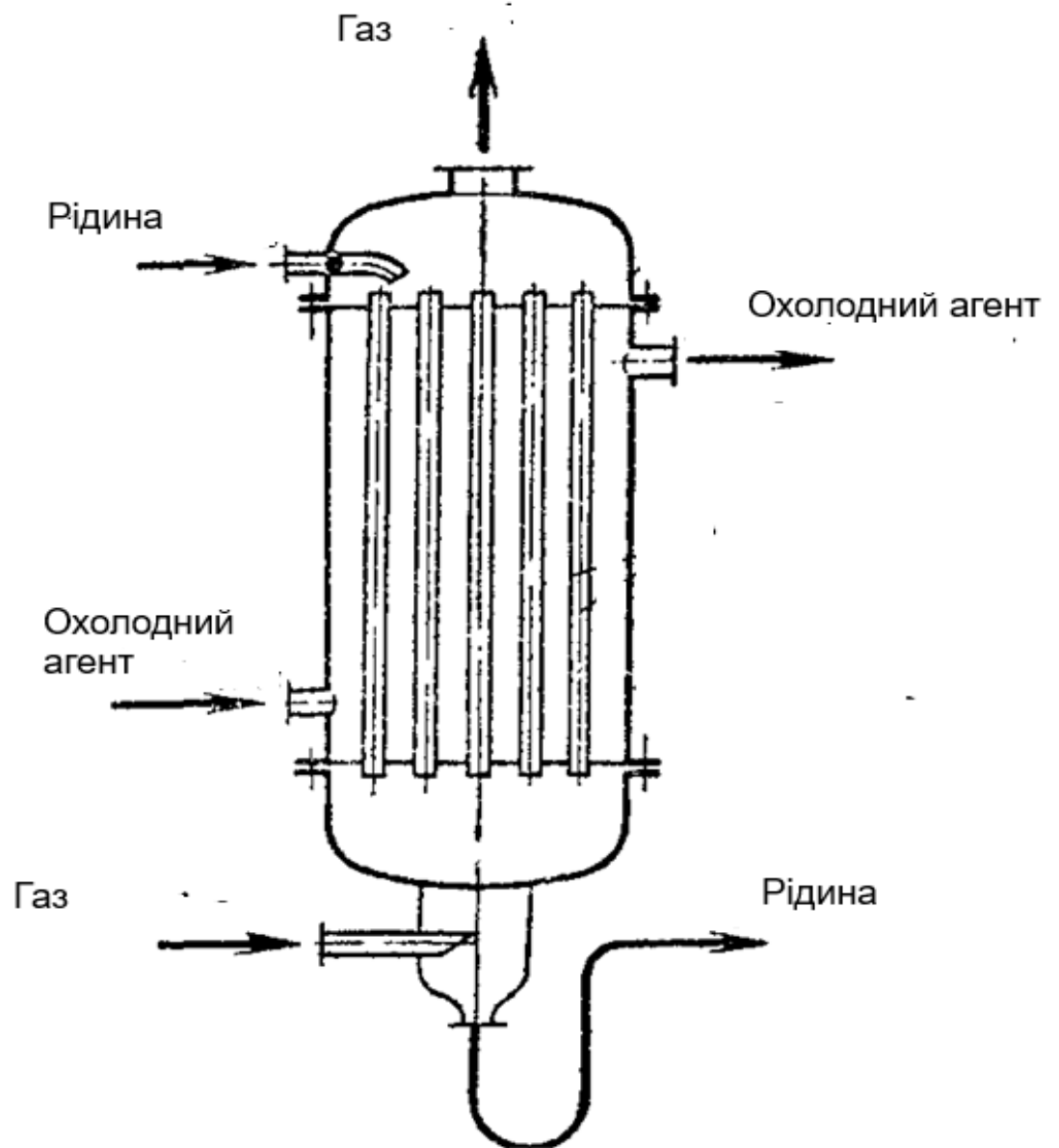


Рисунок 1.6 - Трубчастий абсорбер

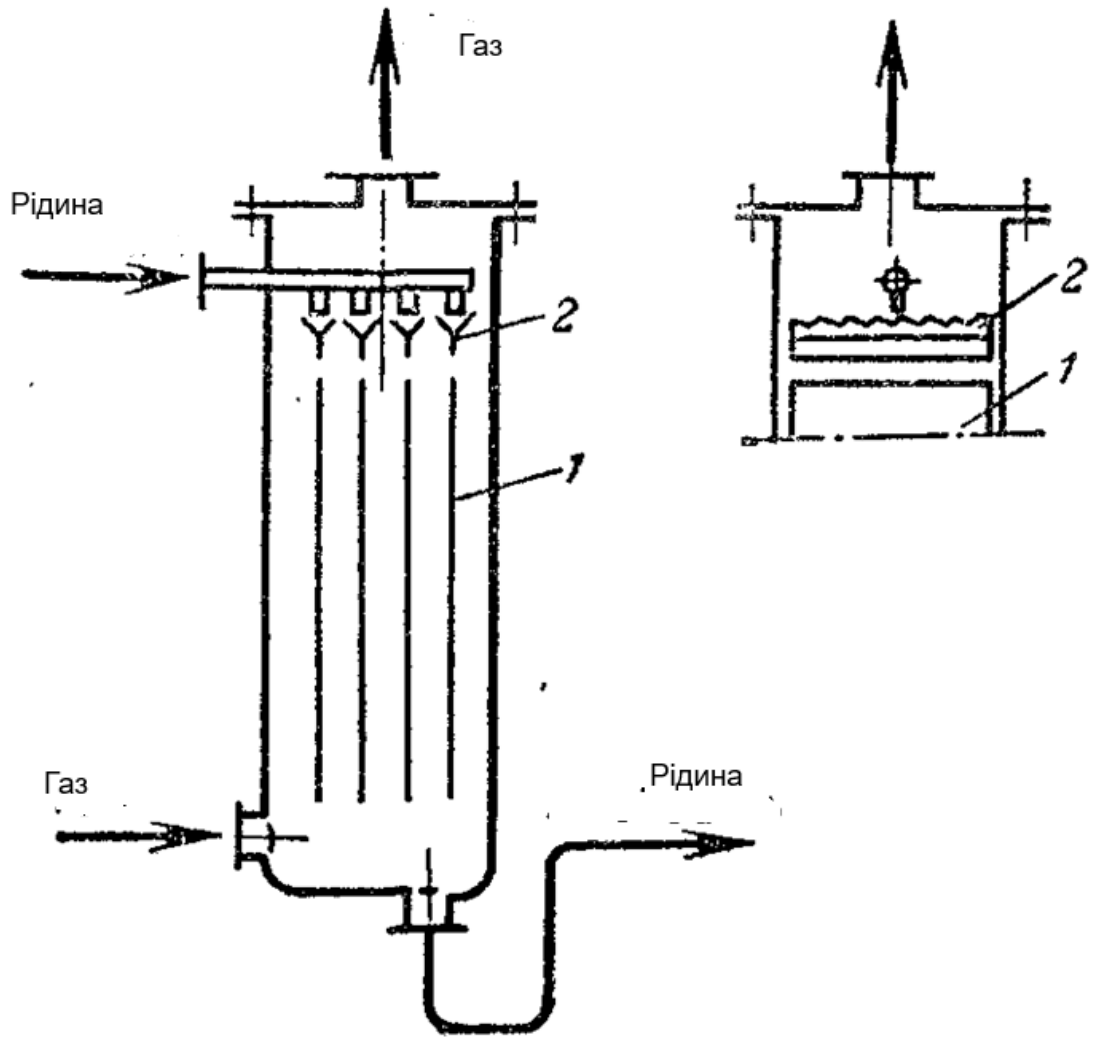


Рисунок 1.7- Абсорбер із плоскопаралельною насадкою:  
1 – листова насадка; 2 – розподільний пристрій

Абсорбер з плоскопаралельною насадкою (рис.1.7) Цей апарат є колоною з листовою насадкою 1 у вигляді вертикальних листів з різного матеріалу (метал, пластичні маси і ін.) або туго натягнутих полотниць з тканини. пристрою 2 для рівномірного змочування листової насадки з обох боків.

Абсорбер зі висхідним рухом плівки (рис.1.8) складається з труби 1, закріплених у трубних решітках 2. Газ з камери 3 проходить через патрубки 4, розташованих співвісно з трубами 1.

Абсорбент надходить у труби через щілини 5. Газ, що рухається з досить великою швидкістю, захоплює рідку плівку в напрямку свого руху (знизу вгору), тобто. апарат працює в режимі висхідного прямоструму. По виході з 1 труби рідина зливається на верхню трубну решітку і виводиться з абсорбера. для відведення тепла абсорбції міжтрубного простору пропускають охолоджувальний агент.

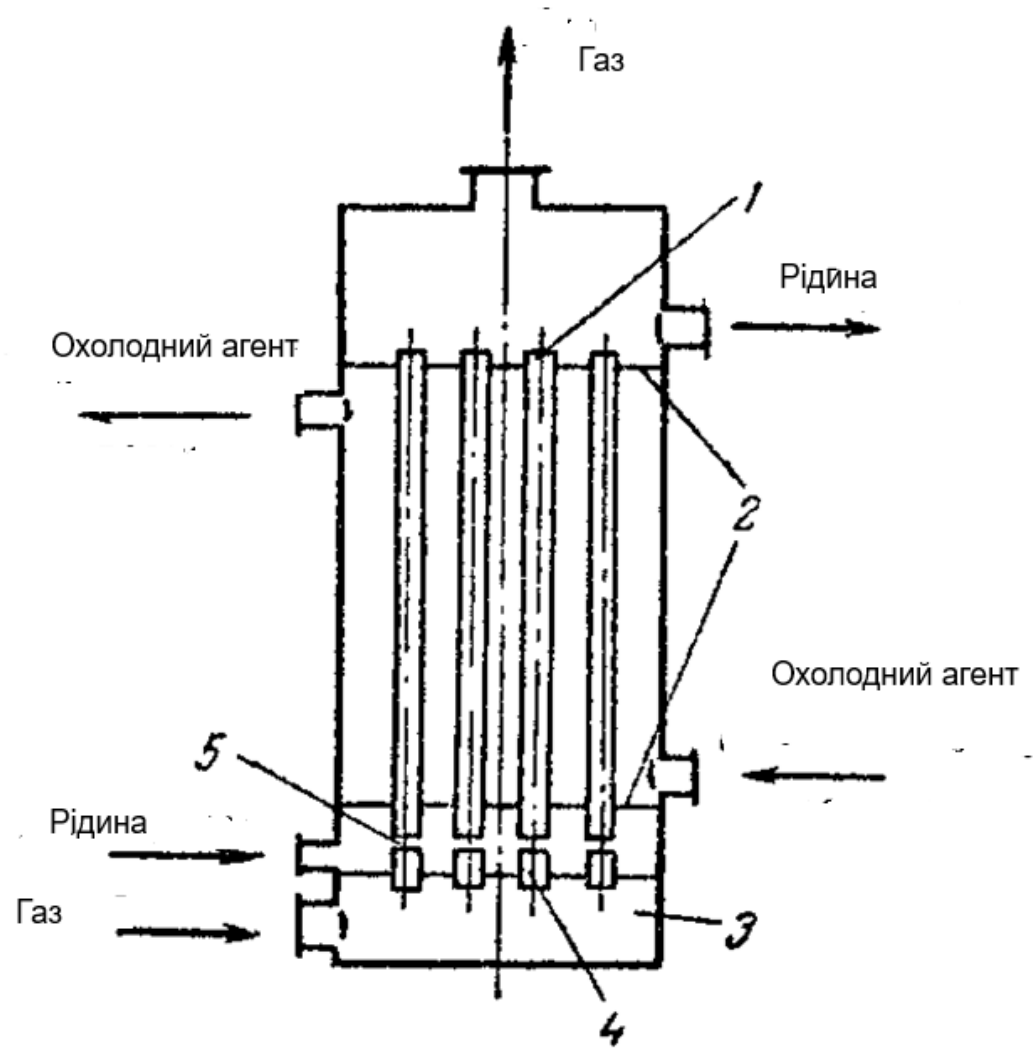


Рисунок 1.8 – Абсорбер із висхідним рухом рідкої плівки:  
1 – труби; 2 - трубна решітка; 3 – камера; 4 – патрубок для подачі газу; 5 - щілина для подачі абсорбенту

Для збільшення ступеня вилучення застосовують абсорбери струму типу, що складаються з двох або більше ступенів, кожна з яких працює за принципом прямо струму, в той час як в апараті в цілому газ і рідина рухаються протитечією один до одного. в апаратах з висхідним рухом плівки внаслідок великих швидкостей газового потоку (до 30 - 40 м/сек) досягаються високі значення коефіцієнтів маслопередачі, але, водночас, гедравлічний опір цих апаратів відносно великий.

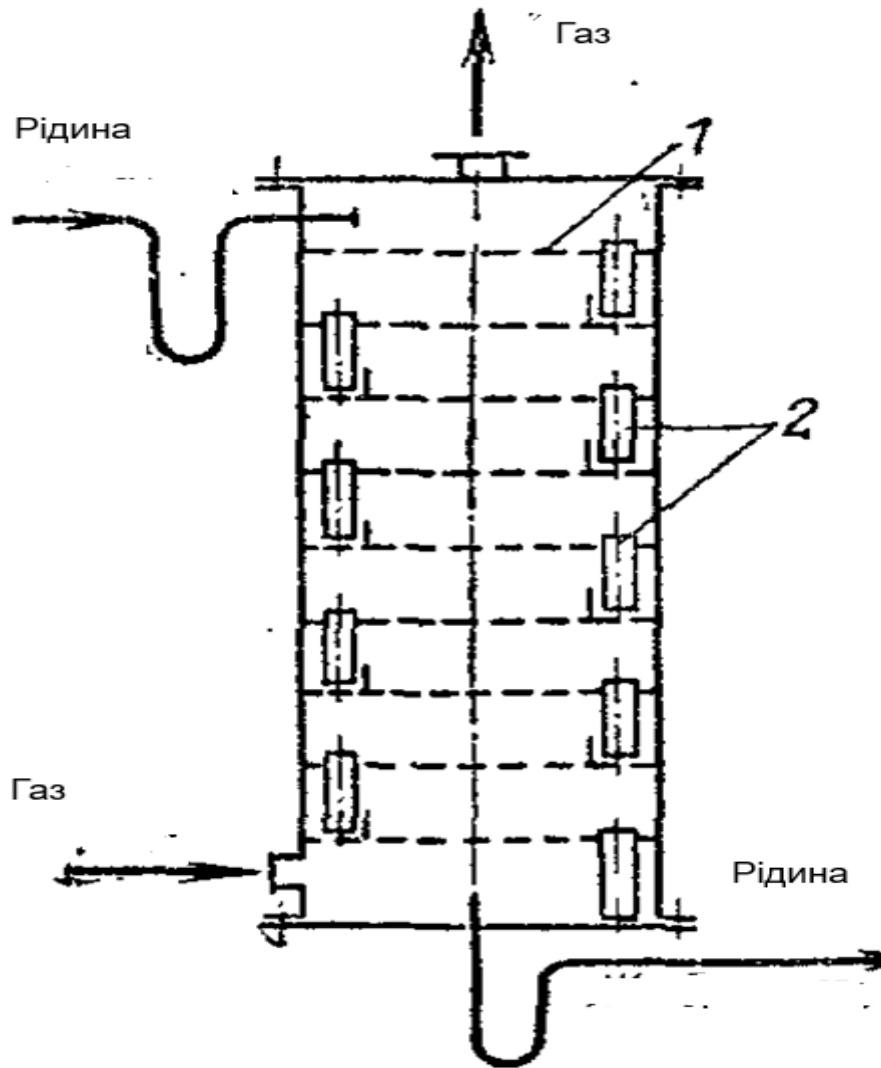



Рисунок 1.9 - Тарілчаста колона зі зливальними пристроями:  
1 – тарілка; 2 - зливні пристрої

Тарілчасті колони зі зливальними пристроями. У цих колонах перелив рідини з тарілки на тарілку здійснюється за допомогою спеціальних пристроїв – зливальних трубок, кишень тощо. нижні кінці трубок занурені в склянку на тарелках нижче і утворюють гідравлічні затвори, що виключають можливість проходження газу через зливний пристрій.

Принцип роботи колон такого типу побачено з рис. 1.9, де як приклад показаний абсорбер з ситчастими тарілками. Рідина надходить на верхню тарілку 1, зливається з тарілки на тарілку через переливні пристрої 2 і видаляється з нижньої частини колони. Газ надходить у нижню частину апарату, проходить послідовно крізь отвори або ковпачки кожної тарілки. При цьому газ розподіляється у вигляді бульбашок і струменів у шарі рідини на тарілці, утворюючи на ній шар пелени, що є основною областю маслообміну та теплообієм на тарілці. відпрацьований газ видаляється зверху колони.




Залежно від швидкості газу насадочні апарати можуть функціонувати в наступних гідродинамічних режимах: плівковий, підвисання, емульгування та бризгоуносу. Плівковий режим спостерігається при малій швидкості газу, а також невеликій щільності зрошення насадки (об'єм рідини, що проходить через одиницю площі поперечного перерізу апарата в одиницю часу). У такому режимі швидкість газу практично не впливає на кількість затримуваної в насадці рідини. Зі зростанням швидкості газу при протитоці фаз сила тертя між ними збільшується, рідина рухається повільніше і швидко накопичується (підвисає) у насадці. У умовах, зв. режимом підвисання, спокійна течія рідкої плівки порушується (виникають завихрення, бризки) і газ починає проходити через шар рідини у вигляді бульбашок. В результаті міжфазна поверхня контакту і відповідно інтенсивність масообміну зростають при одночасному різкому збільшенні гідравлічного опору.

Накопичення рідини в насадці відбувається до тих пір, поки сила тертя між газом, що піднімається по колоні, і стікаючою рідиною не врівноважить силу тяжкості рідини, що знаходиться в насадці. При цьому настає режим емульгування, що характеризується інверсією фаз (газ стає дисперсною фазою, а рідина - суцільною) та утворенням газо-рідинної емульсії. Задля забезпечення норм. проведення хіміко-технологічних процесів у цьому режимі, який відповідає максимальній ефективності тепло- та масообміну та одночасно щодо великого гідравлічного опору, розроблені спеціальні апарати зі штучно затопленою насадкою.

У режимах підвисання та емульгування доцільно працювати, якщо підвищення гідравлічного опору не відіграє істотної ролі, наприклад, в абсорбційних процесах, здійснюваних при високих тисках. У насадкових апаратах, що діють при атмосферному тиску, гідравлічний опір може виявитися неприпустимо великим, що призведе до необхідності проводити процес у плівковому режимі. Тому у кожному конкретному випадку оптимізувати гідродинамічний режим можна встановити лише техніко-економічним розрахунком.

Для роботи із забрудненими газами та рідинами застосовують апарати з рухомою насадкою, порівняно легкі елементи якої підтримуються потоком газу у зваженому (псевдозрідженому) стані. Положення шару завислих елементів фіксується нижньою (опорною) і верхньою (обмежувальною) решітками. В апаратах з декількома шарами насадки верхні ґрати нижчого шару служать опорою для вищерозміщеного. Висота шару насадки в нерухомому стані (без газового потоку) 0,2-0,3 м, відстань між решітками 1-1,5 м. Для поліпшення контакту між газом і рідиною в апаратах великого діаметра простір між решітками розділяють вертикальними перегородками секторні відсіки. З метою поліпшення розподілу рідини та зменшення бризгоуносу запропоновані конічні апарати, в яких перетин зростає протягом газу. Апарати з рухомою насадкою можуть функціонувати при великих швидкостях газу без захлинування і забезпечують більш високий коефіцієнт масопередачі,



проте характеризуються більшим гідравлічним опором, отже, бризкоуносом і зносом насадочних тіл.

Для ефективної роботи насадочних апаратів насадки повинні задовольняти наступним основним вимогам: мати велику поверхню, добре змочуватися зрошувальною рідиною, чинити малий гідравлічний опір газовому потоку, рівномірно розподіляти зрошення, бути стійкими до хімічного впливу газу і рідини, мати малу матеріаломісткість невисоку вартість. Насадні тіла виготовляють зазвичай з металів, скла, кераміки, пластмаси, дерева і завантажують в апарати навалом (нерегулярні насадки) або укладають або монтують у певному порядку, зокрема в жорстку структуру (регулярні насадки).

Основними характеристиками насадок є питома поверхня та вільний об'єм. Під питомою поверхнею  $f$  розуміють сумарну поверхню всіх насадочних тіл одиниці обсягу апарату ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ). Чим більше  $f$ , тим вища ефективність роботи насадки, але більший гідравлічний опір і менше продуктивність. Вільний об'єм - сумарний об'єм порожнин між насадочними тілами в одиниці об'єму апарату ( $\text{м}^3/\text{м}^3$ ). Для непористої насадки визначають, як правило, заповненням її об'єму водою. Відношення об'єму води до об'єму, який займає насадка, дає величину  $e$ . Чим вона більша, тим вища продуктивність, менший гідравлічний опір та ефективність насадки. Оскільки при тепло- і масообміні кількість переносимих компонентів газу і рідини або теплоти пропорційно поверхні контакту фаз, доцільніше користуватися дрібними насадками (розміри 20-30 мм), що мають велику питому поверхню.

Коефіцієнт масопередачі також, як правило, більший за наявності дрібної насадки. Однак із зменшенням розмірів насадочних тіл погіршується їх змочування та зменшується частка активної поверхні насадки, що бере участь у масообміні. У дрібних насадках ефективно змоченою буває менше 50%, інколи ж навіть менше 10% всієї поверхні. У великих, особливо регулярних насадках ступінь змоченості може досягати майже 100%.

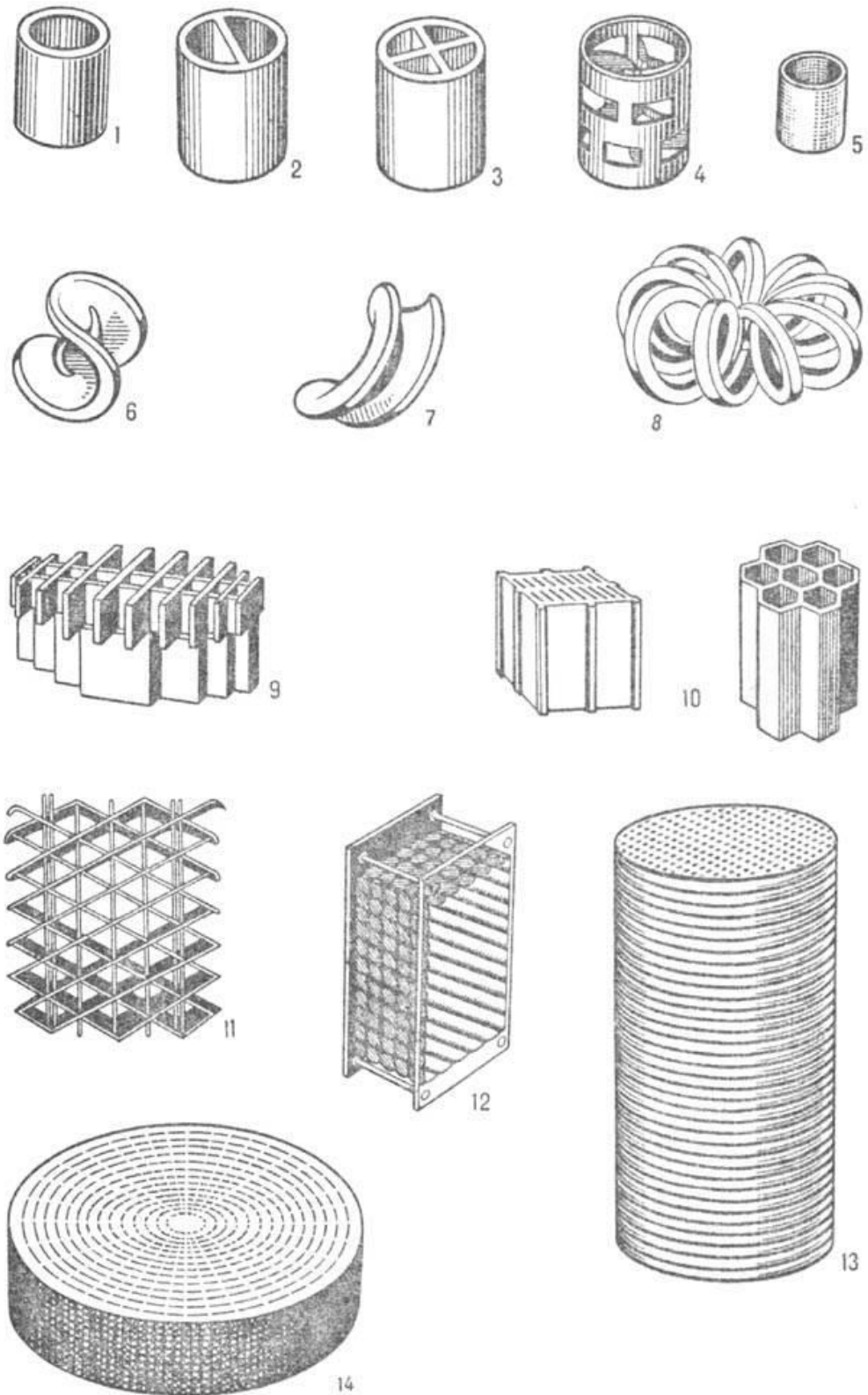


Рисунок 1.5 - Типи насадок:  
1-5 - кільця відповідно Рашига, Лессінга, з хрестоподібною перегородкою, Палля, Барада; 6,7 - сидла відповідно Берля та Інталлокс; 8 – розетка Теллера; 9 – хордова; 10 – керамічні блокові; 11 – із перфорованих металевих листів (Спрейпак); 12 - Зульцера; 13 - Стедмена; 14 - Гудлоу



Елементи нерегулярних насадок виконують у вигляді кілець, спіралей, роликів, куль, напівсфер, сідел та ін. (рис. 1.5). Найбільш поширені кільця Рашига з висотою, що дорівнює діаметру. Відомі модифікації цієї насадки з найкращими характеристиками, напр. кільця Палля та Лессінга. Серед сідлоподібних насадок особливо широко застосовують сідла Берля, а також насадки Інталлокс. У лабораторних умовах використовують насипні сітчасті насадки типу кілець Барада, пластмасові розетки Теллера, насадки із дротяних гелікоїдів. У ряді випадків застосовують кускові насадки з коксу, кварцу і т. д. Для апаратів з рухомою насадкою, як правило, використовують порожнисті або суцільні кулі з поліетилену та ін пластмас, а також з пористої гуми.

Регулярні насадки, на відміну від нерегулярних, характеризуються низьким гідравлічним опором і більш високою пропускною здатністю.

Найпростіша регулярна насадка - хордова, що є рядом дерев'яних брусів, закріплених на деякій відстані один від одного. Плоскопаралельна насадка виготовляється у вигляді пакетів, що набираються з металевих листів, зазвичай встановлюються один на інший "хрест-навхрест". Сітчасті насадки можуть бути пакетними (типу Зульцера та ін) та складчастими, напр. у вигляді кубиків.


Значно простіше у виготовленні, монтажі та експлуатації рулонні сітчасті насадки типу Гудлоу, Стедмена і т. п., виконані з сітчастих стрічок спеціального плетіння або з гофрованої сітки, яка скручена в рулон діаметром, що дорівнює діаметру апарату.

Використання таких насадок дозволяє суттєво знизити вплив пристінкового ефекту та спростити складання.

Трубчасті регулярні насадки – пучки вертикальних труб, які стосуються один одного стінками або закріплюються у трубних дошках з певним кроком. Застосовують насадки, що збираються з гофрованих стрічок з протилежним нахилом гофр на суміжних стрічках. Ці типи насадок мають порівняно велику матеріаломісткість, тому їх іноді замінюють керамічними стільниковими блоками. У вакуумній ректифікації використовують об'ємні насадки з гофрованих листів, розміщених горизонтально або просічно-витяжного листа. У шарі насадки невеликої висоти сусідні листи укладають гофрами перпендикулярно один до одного, як у разі гофрованої сітчастої насадки.

Різновид насадочних апаратів - тарілчасто-насадочні апарати, в яких розміщені із зазором шари насадок і тарілки, що чергуються. При використанні таких апаратів, наприклад, провальних тарілок і насадок з гофрованих стрічок забезпечуються рівномірний розподіл рідини і висока ефективність тепло- і масообміну в широкому діапазоні навантажень по газу і рідини при незначному бризкоуносі.

Для інтенсифікації процесу уловлювання бензольних вуглеводнів з коксового газу з врахуванням значного збільшення потужності газових потоків, у промисловості отримують застосування апарати з високою інтенсивністю процесу та відносно невеликими габаритними розмірами:



скрубери з плоскопаралельною насадкою, ґратчастою або волокнистою насадкою, з пластинчатими тарілками та з клапанами переливу вбирного масла. Такі апарати дозволяють покращити техніко-економічні показники уловлювання бензольних вуглеводнів.

Одним з факторів за для інтенсифікації процесу уловлювання бензольних вуглеводнів є використання обладнання із підвищеним тиском. Пропорційно підвищенню тиску зростає вміст бензольних вуглеводнів в газі, та згідно закону Генрі, рівнодіюча концентрація цих продуктів у вбирному маслі також зростає. Так при звичайних умовах вміст бензольних вуглеводнів у вбирному маслі складає 2,5% при тиску 0,8 МПа та 1,2 МПа відповідно 16%. Також із підвищенням тиску збільшується швидкість проведення процесу абсорбції.

Для бензольного скрубера застосовуємо насадку у вигляді насічно-протяжного нержавіючого листа. Малий гідравлічний опір, висока механічна та хімічна стійкість, відносно мала вага, зручність в експлуатації – основні переваги цієї насадки.



## 2 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

### 2.1 Опис цеху уловлення

Цех уловлювання хімічних продуктів коксування (ЦУХПК) комбінату призначений для відсмоктування газу коксового з газозбірників коксових батарей №1-біс і №5, забезпечення його охолодження, виділення і уловлювання з нього аміаку, нафталіну, смоли, бензолних вуглеводнів, фенолів з отриманням готових продуктів: смоли кам'яновугільної, амонію сульфату, бензолу сирого, фенолят натрію, і подальшої подачі газу коксового споживачам.


До складу цеху уловлювання хімічних продуктів коксування входять наступні відділення: машинний зал, сульфатне відділення, відділення конденсації, відділення очищення стічних вод, бензолно-скрубберне відділення, відділення оборотного водопостачання.

Машинний зал призначений для транспортування газу коксового з газозбірників коксових батарей №1-біс і №5, охолодження газу коксового і забезпечення передачі газу коксового газопроводами в хімічну апаратуру цеху уловлювання хімічних продуктів коксування і споживачам. До його складу входять первинні газові холодильники (5 од.) продуктивністю по газу 20 000 м<sup>3</sup>/год кожен, чотири нагнітача 1200-27-2 з електроприводом, а також газопроводи газу коксового, трубопроводи технічної води, пара, стиснутого повітря (технологічного та КВП), інше допоміжне і насосне обладнання, газоскидний пристрій, вентиляційне обладнання.

Сульфатне відділення призначено для очищення газу коксового від аміаку з отриманням мінерального добрива - амонію сульфату, що утворюється при взаємодії аміаку з розчином кислоти сірчаної в хімічному апараті – сатураторі. Відділення складається з двох сатураторів продуктивністю до 65 000 м<sup>3</sup>/год кожен з трубопроводами газу коксового і допоміжним обладнанням, а також трьох центрифуг, складу амонію сульфату з установкою вогневого підігріву повітря і сушіння амонію сульфату, сховищ кислоти сірчаної, ємностей та насосного обладнання з трубопроводами, а також вентиляційного обладнання.

Відділення конденсації призначене для:

- забезпечення водою циклу газозбірників коксових батарей;
- очищення води барильєтного циклу від фусів і смоли кам'яновугільної при освітленні в механізованих освітлювачах-декантерах №№1, 2, 3;
- збору газового конденсату після первинного охолодження газу коксового і його очищення від смоли кам'яновугільної;
- перекачування смоли кам'яновугільної на нафталіновий промивач бензолно-скрубберного відділення для очищення від нафталіну оборотної води циклу кінцевого охолодження газу коксового;
- для збору, відстоювання, зберігання і передачі смоли кам'яновугільної для переробки в смолопереробний цех.



До складу відділення конденсації входять: механізовані освітлювачі (3 од.), механізоване сховище смоли кам'яновугільної, сховища смоли кам'яновугільної №1÷6, барильєтні насоси №1÷3, промзбірник аміачної надсмольної води, насосне обладнання для перекачування смоли кам'яновугільної і води, а також трубопроводи пари, смоли кам'яновугільної, стисненого повітря (технологічного та КВП).

До складу відділення очищення стічних вод входять: установка очищення стічної води від аміаку. Установка призначена для очищення надсмольної аміачної води, цеху уловлювання хімічних продуктів коксування і аміачної води смолопереробного цеху від аміаку.

До складу установки входять дві аміачні колони, сховища аміачної води, теплообмінник, насосне обладнання, технологічні трубопроводи аміачної води, стисненого повітря (технологічного та КВП), пари, а також вентиляційне обладнання.

Насосна фенольних стоків призначена для збору і перекачування очищеної від аміаку надсмольної аміачної води, надлишкової води циклу кінцевого охолодження газу коксового, господарсько-побутових і фекальних стоків центральної заводської лабораторії, санпропускника №1, столових №22 і №39 на установку біохімічного очищення ЕСЦ.

Бензольно-скрубєрне відділення призначене для кінцевого охолодження газу коксового, уловлювання з нього бензольних вуглеводнів, отримання бензолу сирого, зберігання і відвантаження його споживачам.


До складу відділення входять кінцевий газовий холодильник, бензольний скрубєр продуктивністю 50 000 м<sup>3</sup>/год по газу коксовому, нафталіновий промивач, закритий цикл кінцевого охолодження газу коксового, бензольна колона продуктивністю до 100 м<sup>3</sup>/год по маслу, два апарати повітряного охолодження, трубчаста піч вогневого підігріву масла, теплообмінна апаратура, сховища і збірники масла вбирного, смоли кам'яновугільної, бензолу сирого, насосне обладнання, технологічні трубопроводи пари, стиснутого повітря (технологічного та КВП), масла кам'яновугільного вбирного, технічної води та ін.

Відділення оборотного водопостачання призначене для охолодження оборотної технічної води, яка подається:

- у первинні газові холодильники для охолодження газу коксового;
- у масляні холодильники для охолодження регенованого масла вбирного "дебензине";
- у іншу теплообмінну апаратуру бензольно-скрубєрного відділення.

При абсорбції вміст газу в розчині залежить від властивостей газу та рідини, тиску температури та складу газової фази. В цілому парціального тиску газу який розчиняється у газовій суміші.

У випадку розчинення у рідині бінарної газової суміші (розподілюючий компонент А, носій В) взаємодіють дві фази, кількість



компонентів дорівнює трьом ( $K=3$ ) та згідно правила фаз число ступенів свободи дорівнює трьом.

Для даної системи газ рідина змінними є температура, тиск, концентрація в обох фазах. Отже в стані рівноваги при постійних температурах та загальному тиску залежність між парціальним тиском газу А або його концентрації та складом рідкої фази однозначна. Ця залежність виражається законом Генрі:

Парціальний тиск  $P_a$  розчиненого газу пропорційний його мольній долі  $X_a$  в розчині:

$$P_a = E \cdot X_a \quad (2.1)$$

Або розчинність газу (компоненту А) в рідині при даній температурі пропорційна його парціальному тиску над рідиною:

$$X_a^* = \frac{P_a}{E}, \quad (2.2)$$

де  $P_a$  - парціальний тиск поглиненого газу, що знаходиться у рівновазі з розчином, який має концентрацію  $X_a$  (в мольних долях);

$X_a^*$  - концентрація газу в розчині в мольних долях, в рівноважному стані з газовою фазою, в якій парціальний тиск поглинального компонента дорівнює  $P_a$ ;

$E$  - коефіцієнт пропорційності або константа Генрі.

Числові значення коефіцієнта Генрі для даного газу залежать від природи поглиначка та газу, температури, але не залежать від загального тиску в системі.

Залежність  $E$  від температури виражається рівнянням:

$$\ln E = \left( \frac{-q}{RT} \right) + C, \quad (2.3)$$

де  $q$  - диференціальна теплота розчинення газу;

$R$  - газова константа;

$C$  - константа, що залежить від природи газу та поглиначка.

Для ідеальних розчинів на діаграмі  $P$ - $X$  залежність рівноважних концентрацій від тиску зображується прямою, що має нахил, рівний  $E$  коефіцієнту Генрі.

З рисунку та рівняння маємо, що з підвищенням температури (при інших не змінних умовах) підвищується значення  $E$  і відповідно зменшується, згідно рівняння розчинність газу в рідині.

Якщо  $Y_a$  – мольна доля компонента А в газовій суміші та  $P$  - загальний тиск в системі, то парціальний тиск  $P_a$  по закону Дальтона, можливо виразити залежністю:

$$P_a = P \cdot y_a \quad (2.4)$$



Підставимо значення  $P_a$  в рівняння (2.4), отримаємо:

$$y_a^* = (E/P) \cdot x_a \quad (2.5)$$

Або закон Генрі може бути представлений в формі:

$$y_a^* = m \cdot x \quad (2.6)$$

де  $m = E/P$  – коефіцієнт розподілення, або константа фазової рівноваги.

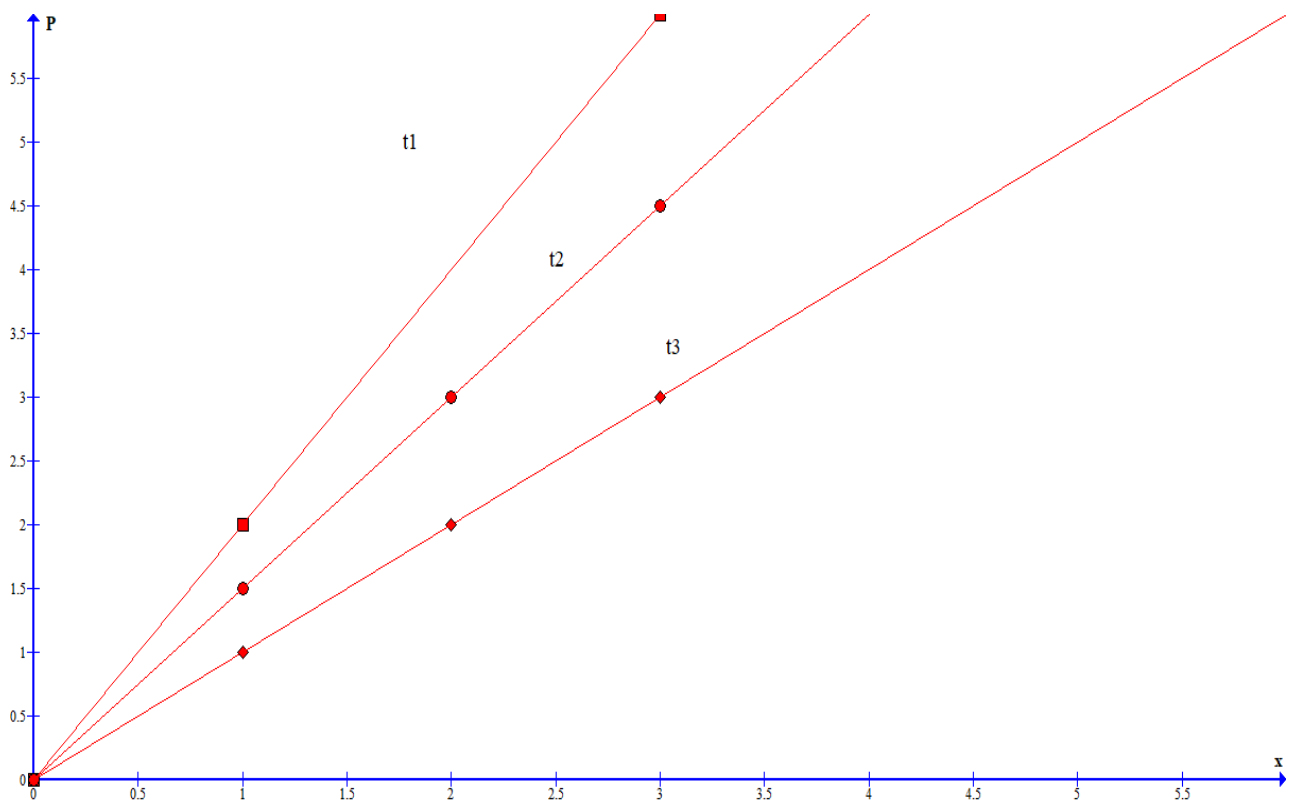


Рисунок 2.1 - Розчинність газу в рідині при різних температурах  $t_1 > t_2 > t_3$

Рівняння (2.6) показує, що залежність між концентраціями даного компонента в газовій суміші та в рівноважній з нею рідиною виражається прямою лінією, що проходить крізь початок координат та має кут нахилу, тангенс якого дорівнює  $m$ . Числові значення величини  $m$  залежать від температури та тиску в системі: зменшуються із підвищенням тиску та зниженням температури. Таким чином, розчинність газу в рідині підвищується із підвищенням тиску та зниженням температури.

Матеріальний та тепловий баланс процесу абсорбції, витрати абсорбенту.

Прийmemo витрати фаз по висоті апарату постійними та виразимо вміст поглинутого газу у відносних мольних концентраціях. Позначимо  $G$



– витрати коксового газу, кмоль/сек,  $Y_{п}$  та  $Y_{к}$  – початкова та кінцева концентрація бензольних вуглеводнів в коксовому газі.  $L$  – витрати абсорбенту (вбирного масла),  $X_{п}$  та  $X_{к}$  концентрація абсорбенту, відповідно початкова та кінцева. Тоді рівняння матеріального балансу буде:

$$G \cdot (Y_{п} - Y_{к}) = L \cdot (X_{к} - X_{п}); \quad (2.7)$$

Звідси загальна витрата абсорбенту:

$$L = G(Y_{п} - Y_{к}) / (X_{к} - X_{п}) \quad (2.8)$$

А його питома витрата:

$$l = L/G = (Y_{п} - Y_{к}) / (X_{к} - X_{п}) \quad (2.9)$$

Це рівняння можливо переписати таким чином:

$$Y_{п} - Y_{к} = l \cdot (X_{к} - X_{п}) \quad (2.10)$$

Рівняння (2.10) показує, що зміна концентрації в скрубєрі проходить прямолінійно та отже в координатах  $Y$ - $X$  робоча лінія процесу абсорбції представляє з себе пряму з кутом нахилу, тангенс якого дорівнює:

$$l = L/G \quad (2.11)$$

Між питомою витратою абсорбенту та розмірами апарата існує визначений зв'язок. Через точку  $B$  з координатами  $X_{п}$  та  $Y_{к}$  проведемо згідно рівнянню робочі лінії  $BA$ ,  $BA_1$ ,  $BA_2$ ,  $BA_3$ , які відповідають різним концентраціям абсорбенту або різним питомим його витратам. При цьому точки  $A$ ,  $A_1$ ,  $A_2$ ,  $A_3$  будуть лежати на одній горизонтальній прямій у відповідності з заданою початковою концентрацією  $Y_{п}$  газу в суміші.

У випадку розчинів невеликої концентрації для будь-якого значення  $X$  та обраної величини  $l$  рушійна сила процесу виражається різницею ординат  $Y$ - $Y^*$ , зображених вертикальними відрізками, що з'єднують відповідні точки робочої лінії та лінії рівноваги  $Y^* = f(X)$ . Для всього апарату можливо прийняти середнє значення  $Y_{сер}$  величина якого, наприклад для робочої лінії  $BA_1$  зображена на рисунку 2.2 відрізком  $Y_{сер}$  до лінії  $BA_1$ . Величина  $Y_{сер}$  буде більше, чим круче нахил робочих ліній, відповідно більше питомі витрати абсорбенту.

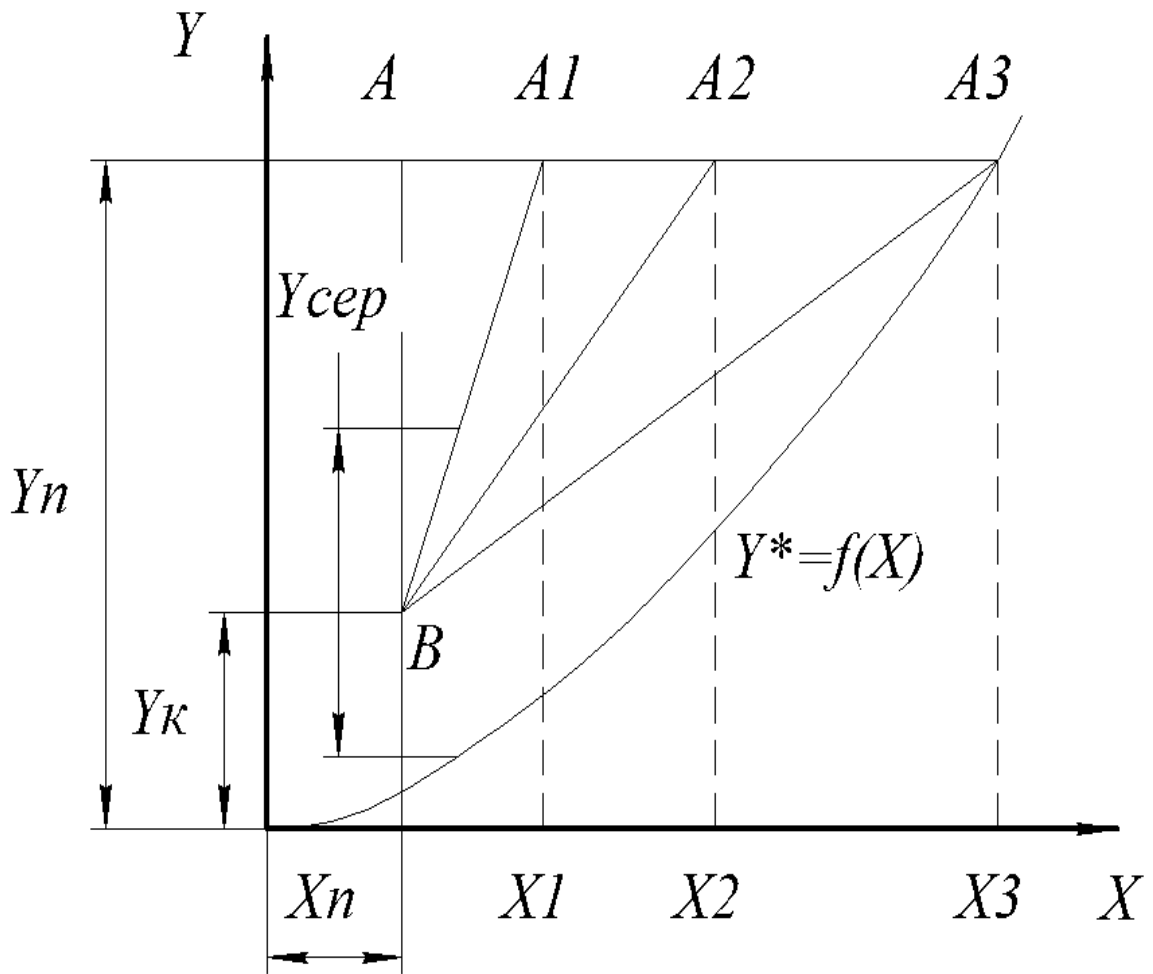


Рисунок 2.2 - Для визначення питомої витрати абсорбенту

Якщо робоча лінія співпадає з вертикальною, тоді рушійна сила має максимальне значення, але питомі витрати абсорбента при цьому будуть безкінечно великими. Якщо лінія робочих концентрацій ВАЗ торкається лінії рівноваги, то питома витрата абсорбента мінімальна, а рушійна сила в точці торкання дорівнює нулю. Таким чином, обидва випадки є граничними та практично не виконуються.

В реальному абсорбційному апараті рівновага між фазами не досягається і завжди

$$X_k < X_k^* \quad (2.12)$$

Де  $X_k^*$  - концентрація поглиненого газу в рідин, що знаходиться в рівновазі з газом, що надходить. Звідси випливає, що значення  $l$  завжди повинно бути більше мінімального значення  $l_{\min}$ , що відповідає граничному положенню робочої лінії (лінія ВАЗ). Значення  $l_{\min}$  можливо визначити згідно рівняння при заміні  $X_k$  на  $X_k^*$  :



$$L_{min} = (L/G)_{min} = (Y_{\Pi} - Y_{\kappa}) / (X_{\kappa} - X_{\Pi}) \quad (2.13)$$

Оптимальні витрати вбирного масла може бути знайдено лише за допомогою техніко-економічного розрахунку.

Якщо абсорбцію ведуть без відведення тепла або з недостатнім його відводом, то температура підвищується внаслідок виділення тепла при поглинанні газу рідиною, що необхідно враховувати при розрахунку. Для проведення технічних розрахунків можливо знехтувати нагріванням газової фази та вважати, що тепло, яке виділяється при абсорбції витрачається лише на нагрівання рідини.

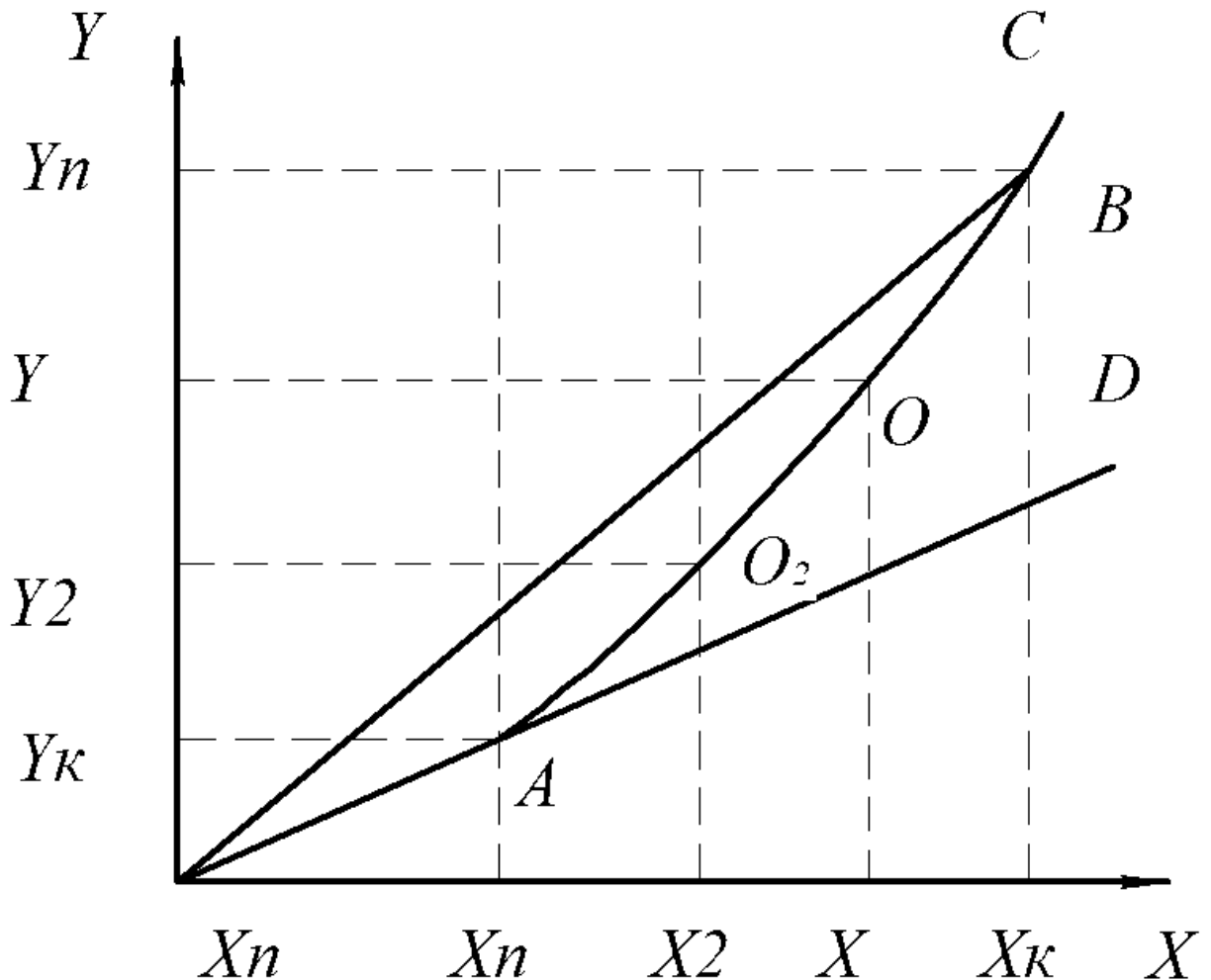


Рисунок 2.3 - Крива рівноваги при неізотермічній абсорбції

Якщо лінія рівноваги при температурі  $t_n$  рідини що подається, зображується кривою OD (рис.2.3), то при температурі рідини  $t$  що відводиться лінія рівноваги розташується вище (OC) та дійсно лінія рівноваги при змінній температурі рідини буде AB.

Ординату  $Y$  декотрої точки на кривій рівноваги, що відповідає складу рідині  $X$ , можливо знайти, якщо відома температура  $t$  при даному складу рідини. Для цього необхідно скласти рівняння теплового балансу для частини абсорбційного апарата, яка розташована вище декотрого



довільного перетину з поточними концентраціями  $X$  та  $Y$  рідини та газу відповідно:

$$q \cdot M = Lc \cdot (t - t_{\text{п}}); \quad (2.14)$$

де  $q$  – диференційна теплота розчинення газу кДж/моль;  
 $M$  – кількість газу, який поглинений в розгляденій частині абсорбера кмоль/сек;  
 $L$  – витрати абсорбенту, кмоль/сек;  
 $t$  – температура рідини в даному перетину, °С  
 $t_{\text{п}}$  - початкова температура рідини, °С  
Примемо що:

$$M = L(X - X_{\text{п}}); \quad (2.15)$$

Тоді

$$q \cdot (X - X_{\text{п}}) = c \cdot (t - t_{\text{п}}) \quad (2.16)$$

$$t = t_{\text{п}} + q(X - X_{\text{п}}) / c \quad (2.17)$$

Задаючись довільними значеннями  $X$  в проміжку між відомими значеннями  $X_{\text{п}}$  та  $X_{\text{к}}$  за допомогою рівняння розраховують  $t$ . По дослідним даним знаходять відповідні значення  $Y$  та будують лінію рівноваги.

Таким чином розглянуто основні теоретичні основи процесу абсорбції: залежності розчинності газу при різних температурах, визначення питомої витрати абсорбенту через побудову робочої лінії апарату, побудову лінії рівноваги по значенням концентрації та температур компонентів у апараті.

### 2.1.1 Опис скрубного відділення

Основне призначення скрубного відділення охолодження коксового газу, очищення його від нафталіну і найбільш повне уловлювання бензольних вуглеводнів маслом вбирним з коксового газу.

Коксовий газ з сульфатного відділення з температурою 55-60°С і вмістом аміаку не більше 0,03 г/м<sup>3</sup> надходить в нижню частину кінцевого газового холодильника (поз. 1), піднімаючись вгору зрошується зворотною водою. При контакті з водою, охолодженою до температури не більше 28°С, газ охолоджується до температури не більше 35°С влітку і не менш 20°С взимку. Охолодження коксового газу необхідно для забезпечення оптимальної температури уловлювання бензольних вуглеводнів вбирним маслом в бензольному скрубі (поз. 2).

Охолоджена вода подається в верхню частину КГХ (поз. 1) і стікає по тарілках вниз назустріч газу. Вода входить в прямий контакт з газом, охолоджуючи його, нагрівається. Паралельно вода вимиває з газу присутній в ньому нафталін. Для більш повного вимивання нафталіну з

газу необхідно якомога найбільшою кількістю води зрошувати КГХ (поз. 1). Кількість води, яка подається в КГХ, має становити не менше 6 м<sup>3</sup> на 1000 м<sup>3</sup> газу.

Нагріта вода з КГХ (поз. 1) крізь гідрозатор безперервно самопливом надходить в нижню частину нафталінового промивника (поз. 25), проходить крізь шар підігрітої до температури 70-75 °С смоли, що надходить з відділення конденсації і звільняється від нафталіну (нафталін розчиняється в гарячій смолі).


Далі освітлена вода надходить з нафталінового промивника (поз. 25) у нафталіновий відстійник V=500 м<sup>3</sup> (поз. 28) і потім в ємність зворотної води (поз.29). З ємності (поз. 29) вода насосом (поз.32/1, 32/2) подається для охолодження технічною водою у спіральні теплообмінники «Alfa Laval» (поз. 30). Після спіральних теплообмінників охолоджена оборотна вода подається знову в КГХ. Таким чином, цикл охолоджувальної зворотної води є замкнутим.

Смола з нафталінового промивника (поз. 25) надходить в сховище смоли "А" (поз. 26), відстоюється від води, а потім смоляними насосами №1,2 (поз 27/1, 27/2) відкачується в сховища смоли відділення конденсації.

Таблиця 2.1 - Показники вбирного масла

Найменування показника	Марка А	
	1 сорт	2 сорт
Об'ємна частка води, %, не більше	0,5	0,5
Фракційний склад, об'ємна частка		
- відгін до 230°C, не більше	Відсутній	2%
- відгін до 270°C	не нормується	
- відгін до 285°C, не менше	95%	-
не менше	-	90%
Масова частка фенолів, не більше	0,7%	0,8%
Масова частка нафталіну (в перерахунку на безводний продукт), не більше	8%	13%
Відсутність осаду при температурі, °С	5	15

Щоб уникнути обводнення масла температуру газу після КГХ необхідно підтримувати в літню пору на 2-3 °С, а взимку на 5-7°C нижче



температури масла вбирного, що подається на зрошення бензольного скрубера.

Після охолодження в КГХ (поз. 1) газ надходить в бензольний скрубер (поз. 2), в якому він зрошується вбирним маслом кам'яновугільним, яке (свіже) повинно мати такі показники якості (таблиця 2.1)

Регеноване масло вбирне після маслохолодильників з температурою  $30 \div 33^{\circ}\text{C}$  надходить в перетічний ящик "дебензине" (поз. 4), звідки насосом (поз. 24/1, 24/2), подається в верхню частину скрубера (поз. 1). Пройшовши скрубер (поз. 1), масло поглинає бензольні вуглеводні і стікає в перетічний ящик "бензине" (поз. 5), звідки насосом (поз. 6/1, 6/2) подається в бензольну колону (поз. 10) для дистиляції. Газ коксовий і масло вбирне рухаються протитечіями назустріч один одному (вміст бензолу становить до  $2 \div 3\%$ ).

Кількість вбирного масла, що подається на зрошення насадки бензольного скрубера (поз. 1) розраховується виходячи з норми  $3 \text{ м}^3$  на  $1000 \text{ м}^3$  газу коксового.

На рисунку 2.4 представлено технологічну схему бензольного скрубера та напрям входу та виходу основних компонентів та обладнання.

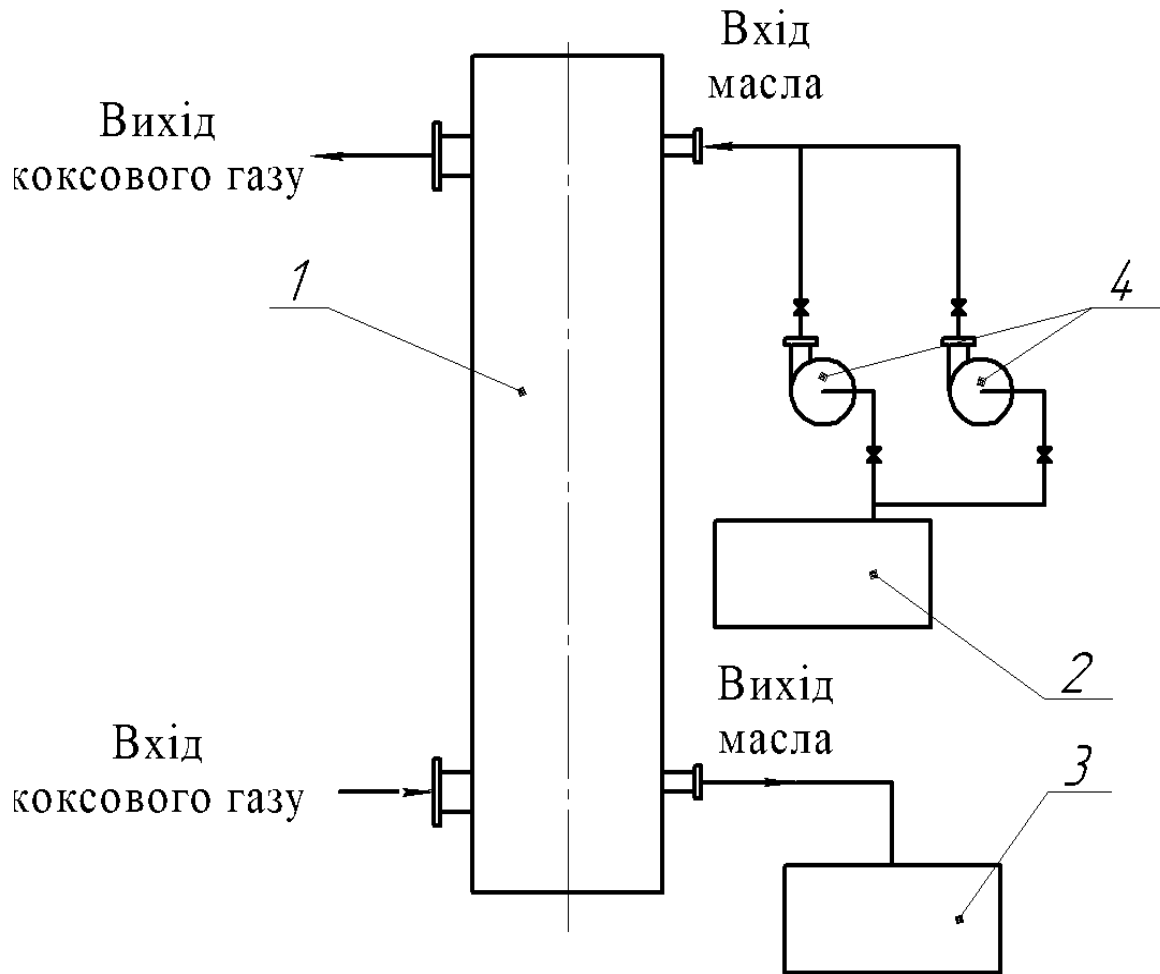


Рисунок 2.4 - Технологічна схема бензольного скрубера:  
1 – бензольний скрублер; 2 – ємність для регенованого або нового вбирного масла; 3 – ємність для відпрацьованого вбирного масла; 4- насоси для подачі вбирного масла

Таблиця 2.2 –Характеристики насосного обладнання для подачі вбирного масла

Найменування	Значення
Тип насоса	АХ 125-100 400К-55
Продуктивність насоса, м <sup>3</sup> /год	25
Напір, м	50
Потужність електродвигуна, кВт	55



Втрати бензолу зі зворотним газом після бензольного скрубера (поз. 1) не повинні перевищувати 3 г/м<sup>3</sup>.

Крім того, для нормального протікання процесу поглинання бензолу маслом, необхідно забезпечити необхідну поверхню контакту газу з маслом, за рахунок встановлених в скрубєрі (поз. 1) насадки, на поверхні якої відбувається щільний контакт газових потоків із струменями, краплями і тонкими шарами масла.

## 2.2 Норми контролю технологічного режиму

Технологічний процес абсорбції бензольних вуглеводнів з коксового газу згідно з технологічним регламентом ЦУХПК. Згідно нього необхідно контролювати наступні параметри [5]:

Таблиця 2.3 – Параметри технологічного режиму

Найменування стадій і потоків	Найменування параметру	Од. вим.	Номінальне значення (числовий інтервал допустимих значень)
1	2	3	4
Кінцевий газовий холодильник	Температура КГ перед КГХ	°С	55÷60
	Тиск КГ перед КГХ	мм вод. ст.	1 800 (50÷2200)
	Витрата охолоджуючої води	м <sup>3</sup> /ч	180 (100÷200)
	опір КГХ	мм вод. ст.	100 (50÷200)
	Температура охолоджуючої води	°С	25 (20÷30)
	Температура коксового газу після КГХ		
	взимку	°С	не нижче 20, не вище 32
	влітку	°С	не вище 35
Нафталіновий промивач	Температура смоли кам'яновугільної в нафталіновому промивачі	°С	75 (70÷80)
	Температура смоли кам'яновугільної в сховищі "А"	°С	75 (70÷80)
	Витрата смоли	м <sup>3</sup> /год	5 (5÷7)

Продовження таблиці 2.3

1	2	3	4
Бензольний скрубер	Вміст бензольних вуглеводнів в коксовому газі до скрубера	г/м <sup>3</sup>	40 (35÷45)
	опір скрубера	мм вод. ст.	300 (50÷400)
	Температура "дебензине" (на 2-3 <sup>0</sup> С вище температури коксового газу)	°С	33 (25÷37)
	Вміст води в "дебензине", яке надходить на скрубер	%	0,2 (0,1÷0,3)
	Вміст відгону до 180°С в "дебензине", яке надходить на скрубер	%	не більше 0,3
	Вміст бензольних вуглеводнів в коксовому газі після скрубера	г/м <sup>3</sup>	2 (1÷3)
	Вміст бензолу в "бензине"	%	1,7 (1,5÷3)
	Вміст нафталіну в коксовому газі після скрубера	г/м <sup>3</sup>	0,3 (0,1÷0,3)

При нормальній роботі скрубера відділення має досягатися повне уловлювання бензолу з коксового газу та отримання сирого бензолу встановленої якості з найменшими втратами його в процесі абсорбції.

### 2.2.1 Методи контролю технологічного режиму

Для підтримки технологічного режиму абсорбції бензольних вуглеводнів з коксового газу належним чином проводиться фіксація показників контрольно-вимірювальних приладів [5].

Для автоматичного регулювання технологічного процесу на відповідних трубопроводах встановлені пневматичні мембранні клапани.

Стиснене повітря, необхідне для приведення в дію пневматичних клапанів і обладнання КВП і А, подається з загальнозаводського колектора.

Таблиця 2.4– Контроль технологічного режиму

Стадія, місце вимірювання параметра або відбору проби	Контрольований параметр	Норми	Діапазон допустимих показань приладів	Діапазон вимірювань	Методика та способи вимірів	Хто проводить контроль
1	2	3	4	5	6	7
Косовий газ. Газопровід перед КГХ	тиск	50÷2200	1,5%	0 ÷ 2500	"Сапфір" 2420 МТМ 160	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Газопровід після КГХ	температура	20÷35°С	1,5%	0 ÷ 250	ТСМ 50, РМТ 69	ВТК, апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
	тиск	100÷200	1,5%	0 ÷ 2500	Сапфір "2420 МТМ 160	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Газопровід після скрубера	температура	25÷40°С	1,5%	0 ÷ 100 °С	ТСМ 50, РМТ 69	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
	тиск	50÷200	1,5%	0 ÷ 2500	"Сапфір" 2420 МТМ 160	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Охолоджена вода. Трубопровід подачі води на КГХ	витрата	100÷200 м³/год	1,5%	0 ÷ 500	ДМ 3583, КСДЗ	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
	температура	2 ± 5°С	1%	0 ÷ 400	ТСМ 50, РМТ-69	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.

Продовження таблиці 2.4

Стадія, місце вимірювання параметра або відбору проби	Контрольований параметр	Норми	Діапазон допустимих показань приладів	Діапазон вимірювань	Методика та способи вимірів	Хто проводить контроль
1	2	3	4	5	6	7
Смола кам'яно вугільна. Смолопромивач	температура	75°C	1%	0 ÷ 100	TСM 50, РМТ-69	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
	витрата	5 м³/год	1%	0 ÷ 50	13ДД11, ПВ 10	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Смола кам'яновугільна Сховище "А"	температура	80°C	1,5%	0 ÷ 100	TСM 50, РМТ-39	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Масло "дебензине". Трубопровід подачі масла в бензольний скрубєр	температура	25÷37 °C	1,5%	0 ÷ 100	TСM 50, РМТ 69	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
	витрата	50-120	1,5%	30÷160	Сапфір "2420 МТМ 160	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Переточні ящики	рівень	500-1000	1,5%	0 ÷ 1300	поплавковий рівень	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.
Тиск масла на нагнітанні насосів №1-4	тиск	3-6	1,5%	0 ÷ 10	манометр технічний	апаратник одержання сирого бензолу 4 р.



### 3 НАПРЯМКИ МОДЕРНІЗАЦІЇ БЕНЗОЛЬНОГО СКРУБЕРУ

#### 3.1 Модернізація системи керування бензольного скрубера

Система керування бензольного скрубера складається із двох основних складових. Регулювання кількості та температури коксового газу. Регулювання кількості та температури. Регулювання кількості та температури поглинального масла.

Регулювання кількості коксового газу, який подається на бензольний скрубера. Проектна кількість коксового газу 50 000 м<sup>3</sup>/годину. Згідно технологічної схеми коксовий газ надходить до бензольного скрубера після охолодження у первинних газових холодильниках. Температура коксового газу повинна знаходитися в діапазоні 20-35 °С, тиск 100-200 Па.

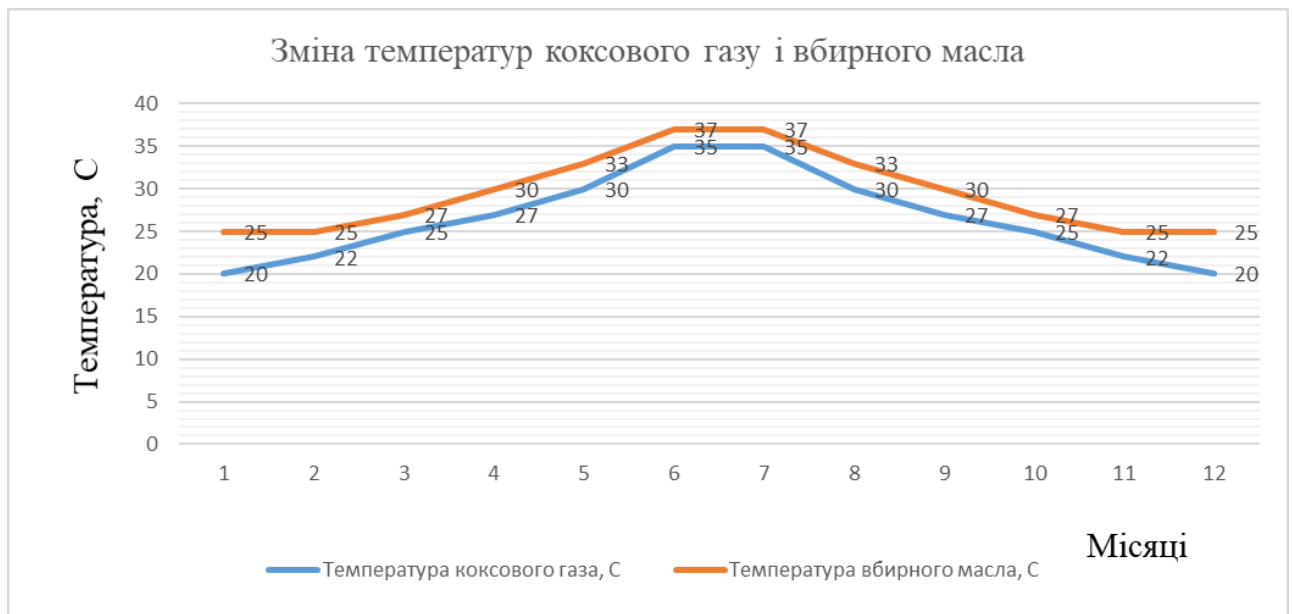


Рисунок 3.1 - Зміна температур коксового газу і вбирного масла в бензольного скрубера

Регулювання кількості поглинального масла, що подається на скрубера. Кількість поглинального масла знаходиться в межах 50 - 120 м<sup>3</sup>/годину, із температурою 25÷37 °С.

Одна з основних функцій бензольного скрубера уловлення бензольних вуглеводнів з коксового газу. Концентрація бензольних вуглеводнів на вході в бензольний скрубера складає 35-45 г/м<sup>3</sup>, на виході 1-3 г/м<sup>3</sup>.

Система керування бензольного скрубера повинна мати комплексний характер для отримання вагомим економічним ефектом.

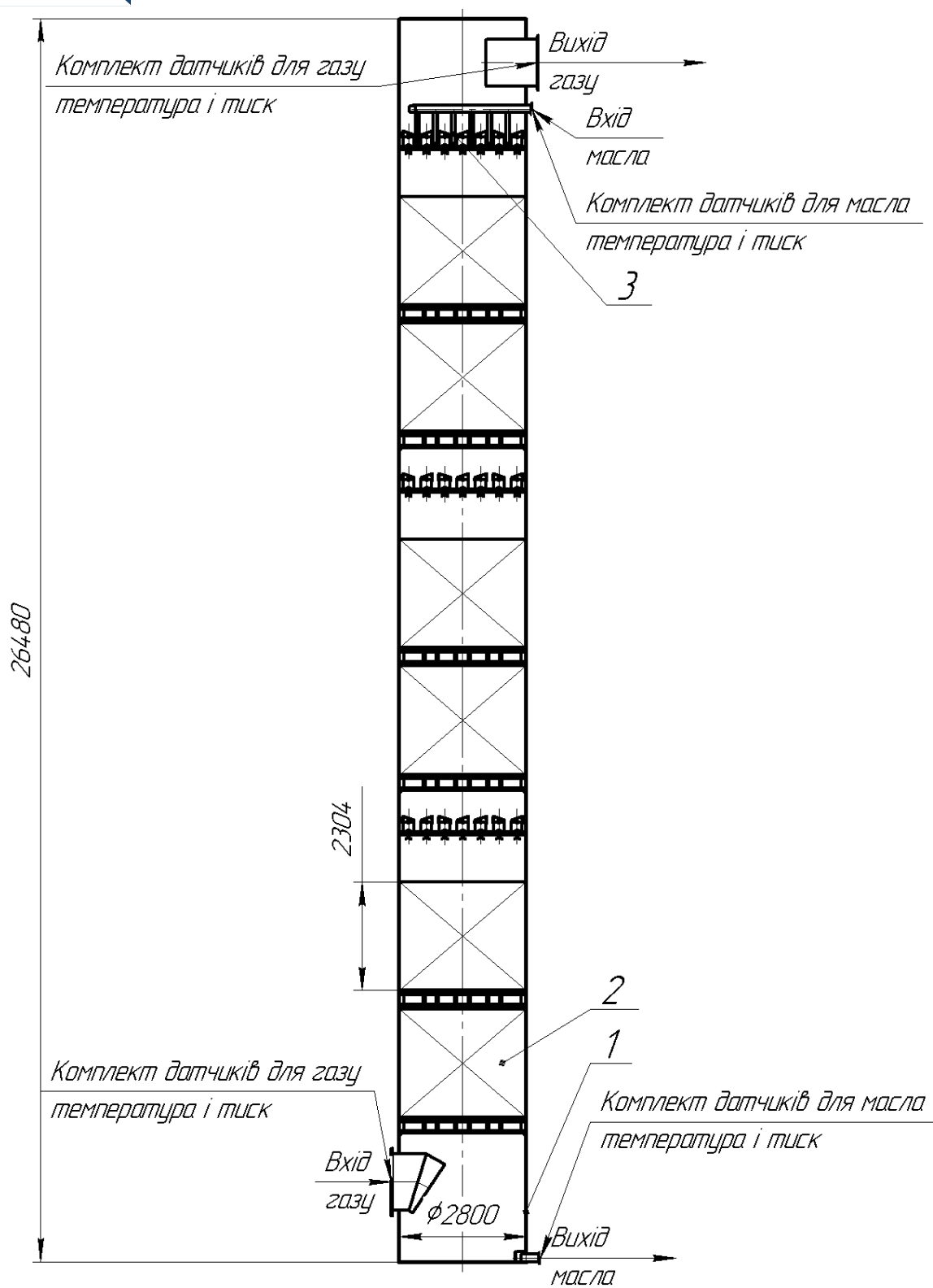


Рисунок 3.2 - Схема розташування комплекту датчиків керування бензольним скруббером



Для проведення якісного уловлення бензольних вуглеводнів необхідно одночасно керувати подачею та температурою коксового газу, кількістю та температурою поглинального масла, режимом роботи бензольного скрубера зі створення максимальної поверхні контакту фаз між поглинальним маслом та коксовим газом.

Згідно технологічної схеми уловлення бензольних вуглеводнів, компоненти, що подаються на бензольний скрубер, мають набути необхідні технічні характеристики, зокрема температуру та тиск. Це відбувається у обладнанні технологічної схеми уловлення діючого цеха.

Для коксового газу – первинні газові холодильники (ПГХ). Для поглинального масла – спеціальні ємності та насосне обладнання для подачі в скрубер.

Тобто система керування для бензольного скрубера не може бути відокремлена від іншого технологічного обладнання. Система керування має бути модульною та інтеграційною для зручності та ефективності експлуатації обладнання із можливістю впливу та регулювання на технологічні характеристики компонентів.

Існуюча система керування бензольного скрубера: оператор (апаратник) регулює подачу трубопроводною арматурою на основі показників технологічних компонентів. Для мінімізації впливу людського фактору на процес уловлення, рішення про регулювання та діапазони повинні проводитися в автоматичному режимі за допомогою систем АСУТП.

### **3.2 Покращення конструкції системи подачі вбирного масла**

У середині бензольного скрубера розташована нержавіюча гофрована насадка. Кількість насадки складає 72 блоки, висотою 13824 мм.

У скрубери знаходяться розподільні тарілки в кількості 3 шт., призначені для рівномірного розподілу масла вбирного по площі скрубера. Розподільні тарілки розташовані через 2 яруси насадки. Загальна поверхня насадки складає 12760 м<sup>2</sup>.

При експлуатації на ярусах насадки під розподільними тарілками відбувається контакт поверхні фаз між коксовим газом та вбирним маслом, але на наступних 2 ярусах насадки за причини «пристінного» ефекту насадка працює не в повній мірі. «Пристінний» ефект полягає в наступному явищі: тиск газу видавлює від центру до стінок скрубера вбирне масло з поверхневої насадки. Поверхнева насадка працює не в повному обсязі, що частково знижує ефективність роботи бензольного скрубера. Для підвищення ефективності роботи бензольного скрубера пропонується: встановлення додаткових входів для подачі та розподілення вбирного масла по поверхні блоків насадки.

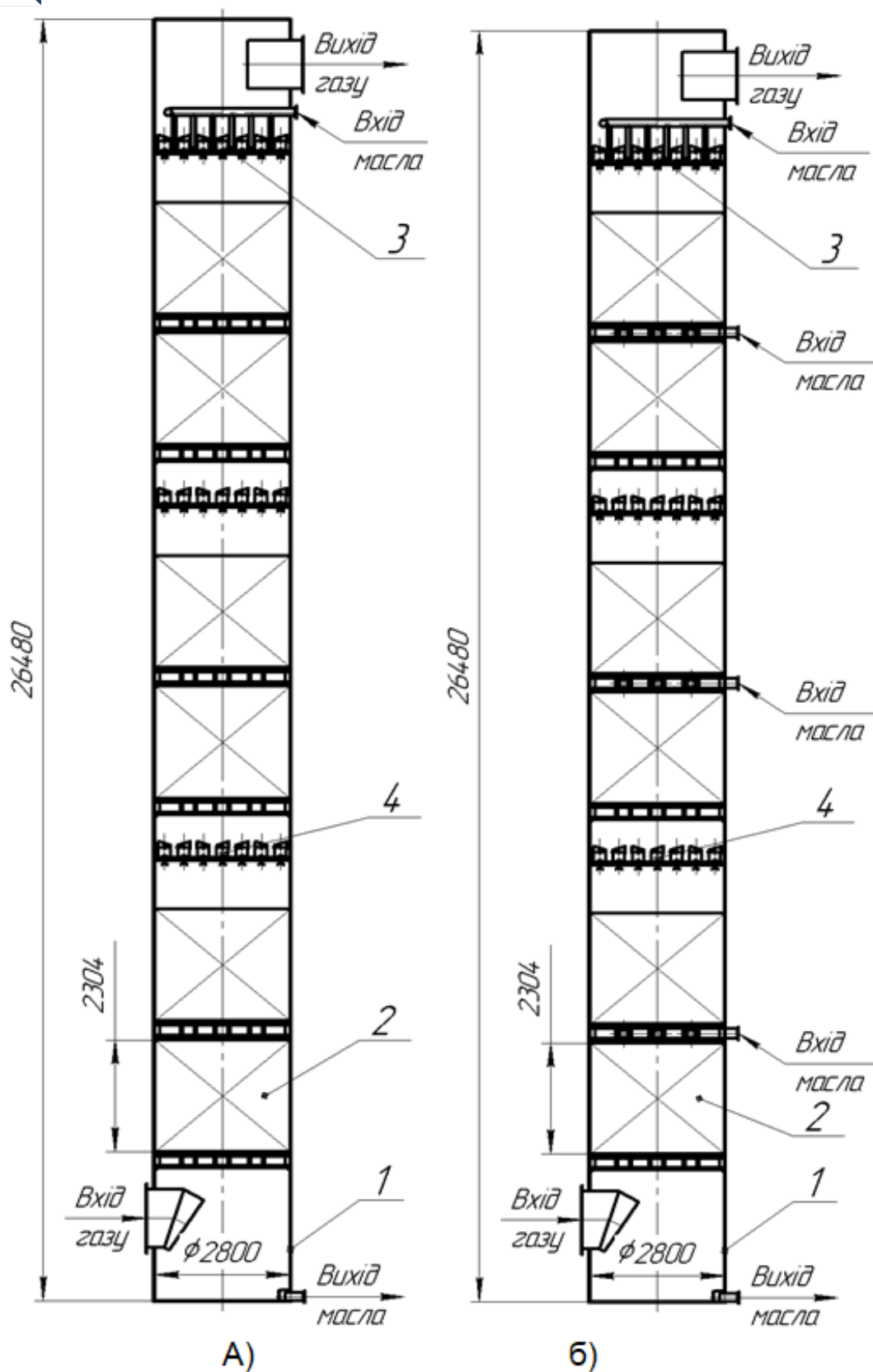


Рисунок 3.3 - Схема бензольного скрубєру: а) до модернізації; б) після модернізації;  
 1 – корпус (циліндрична обичайка); 2 - блок насадки; 3 – вузол подачі вбирного масла; 4 – розподільча тарілка

Таблиця 3.1 Витрати вбирного масла

Найменування параметрів	Місяці											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Середня витрата масла	181	178	175	172	164	156	158	161	167	172	174	180
Витрата після модернізації	161	153	151	148	143	140	142	145	148	154	157	159
Витрата масла Южкокс	127	128	124	122	121	117	112	113	116	119	123	125

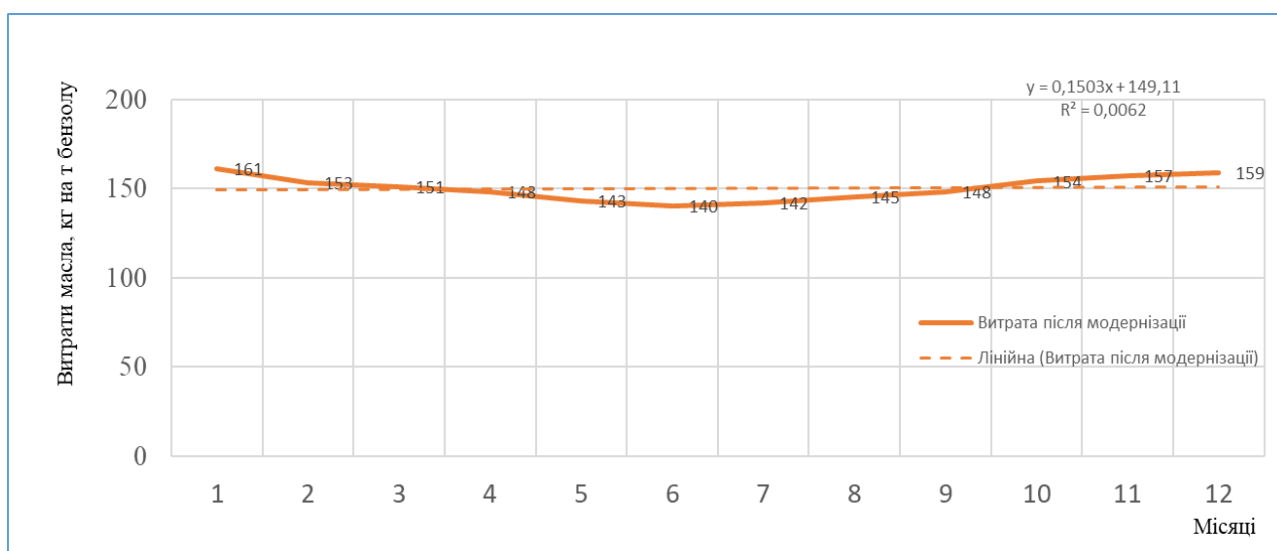


Рисунок 3.4 – Витрати вбирного масла після модернізації

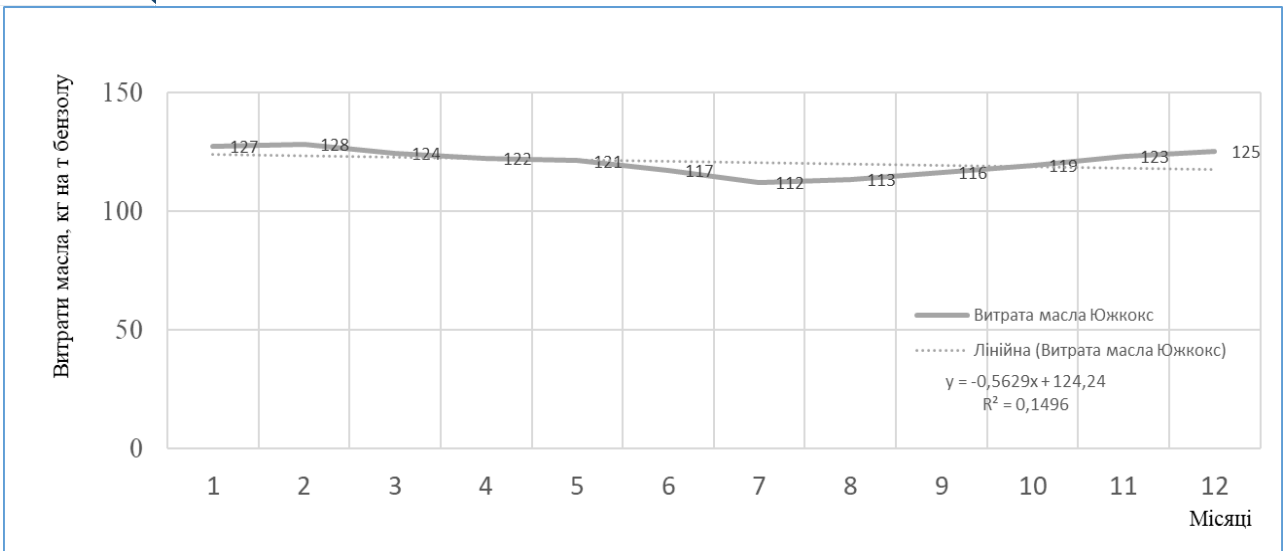


Рисунок 3.5 – Витрати вбирного масла ЮЖЖОКС

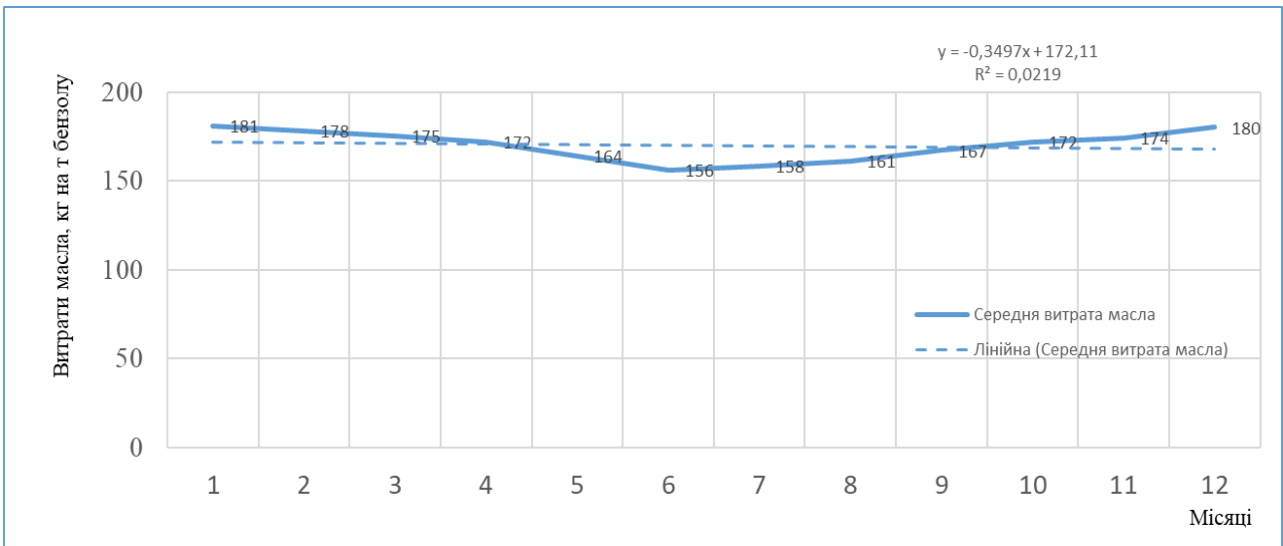


Рисунок 3.6 – Витрати вбирного масла до модернізації

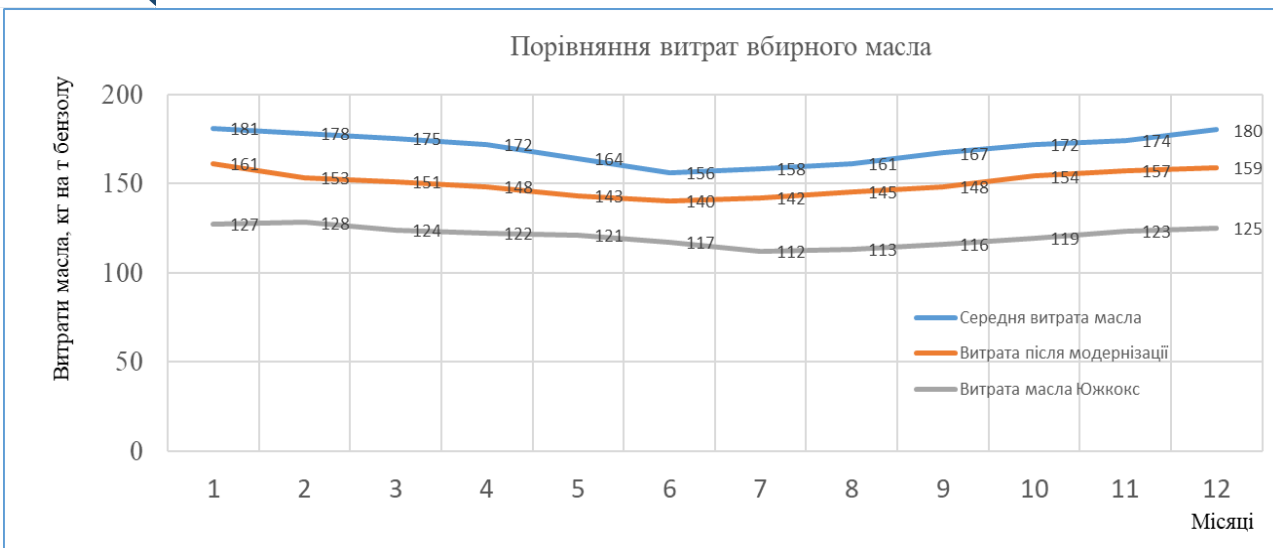


Рисунок 3.7 - Порівняння витрат вбирного масла

Додаткові входи для подачі вбирного масла дозволять:

- підвищити поверхню контакту між коксовим газом та вбирним маслом, за рахунок ;
- зменшення впливу «пристінного ефекту» на функціонування бензольного скрубера;
- зменшення кількості подачі вбирного масла, за рахунок більш рівномірного розповсюдження в середині корпусу бензольного скрубера;
- зменшення енергоємності уловлення бензольних вуглеводнів, за рахунок зменшеної кількості подачі вбирного масла.

#### 4 ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

Для розрахунку економічного ефекту від впровадження запропонованих змін необхідно проаналізувати виробничі показники ціни вбирного масла, споживання вбирного масла, ціни бензолу який витрачається на завантаження, тобто перевищення норм споживання масла.

Таблиця 4.1 Вхідні дані

Вхідні дані для розрахунку економічного ефекту	Кількість	Одиниця виміру
ЮжКокс		
Ціна вбирного масла за 1т.	50 000,00	Тис.грн
Вартість бензолу за 1т.	15 000,00	Тис.грн
Витрати вбирного масла на 1т бензолу, додавання нового масла на регініруючі складає $\frac{1}{4}$	120	Кг/на 1т бенз.
Вироблення бензолу в місяць	700	Т.
Металургійний комбінат		
Ціна вбирного масла за 1т.	60 000,00	Тис.грн
Вартість бензолу за 1т.	15 000,00	Тис.грн
Витрати вбирного масла на 1т бензолу, додавання нового масла на регініруючі складає $\frac{1}{4}$	170	Кг/на 1т бенз.
Вироблення бензолу в місяць	800	Т.

Розрахунки ЮжКокс за один місяць:

Витрати вбирного масла на 1т. бензолу = 120 кг. Додавання нового масла на регініруючі складає  $\frac{1}{4}$  = 30 кг

Вироблення бензолу в місяць = 700 т.

Розраховуємо скільки потрібно кілограм вбирного масла на 700 т. бензолу =  $30 * 700 = 21\ 000$  кг., (21т.)

Розрахунок ціни вбирного масла за один місяць =  $21 * 50\ 000,00 = 1\ 050\ 000$  грн.

Розрахунок ціни бензолу за один місяць =  $700 * 15\ 000,00 = 10\ 500\ 000,00$  грн.



Розрахунок на рік:

Розрахунок ціни вбирного масла за рік =  $1050000 \cdot 12 = 12600000,00$  грн.

Розрахунок ціни бензолу за рік =  $10500000,00 \cdot 12 = 126000000,00$  грн.

Розрахунки комбінату за один місяць:

Витрати вбирного масла на 1т. бензолу = 170 кг. Додавання нового масла на регініруючі складає  $\frac{1}{4}$  = приблизно 43 кг.

Вироблення бензолу в місяць = 800 т.

Розраховуємо скільки потрібно кілограм вбирного масла на 800 т. бензолу =  $43 \cdot 800 = 34\,400$  кг (приблизно 35т).

Розрахунок ціни вбирного масла =  $35 \cdot 60000,00 = 2100000,00$  грн.

Розрахунок ціни бензолу =  $800 \cdot 15000,00 = 12000000,00$  грн.

Розрахунок на рік:

Розрахунок ціни вбирного масла за рік =  $2100\,000 \cdot 12 = 25200000,00$  грн.

Розрахунок ціни бензолу за рік =  $12\,000\,000 \cdot 12 = 144\,000000,00$  грн.

При нормі витрат вбирного масла 120-150 кг, підприємство споживає на 20 кг/ в місяць більше. Додавання нового масла на регініруючі складає  $\frac{1}{4} = 5$  кг.

Розрахунок:

Кількість вбирного масла  $5 \cdot 800 = 4\,000$  кг (4т)

Ціна  $4 \cdot 60000,00 = 240000,00$  грн.

За рік це:  $240000 \cdot 12 = 2\,880\,000,00$  грн.

Витрати від перевищення норми споживання вбирного масла складають  $240000,00$  грн. на місяць.

Таким чином, загальні витрати при перевищенні споживання склали  $240000,00$  грн на місяць, та  $2\,880\,000,00$  грн на рік.

Економічні розрахунки після модернізації Після підвищення ефективності роботи бензольного скрубера та встановлення додаткових входів для подачі та розподілення вбирного масла по поверхні блоків насадки. Споживання вбирного масла складатиме 150кг. на місяць, при нормі 120-150 кг.

Розрахунок кількості споживання вбирного масла після модернізації, з додавання нового масла на регініруючі складає:

$$\frac{150}{4} = 37,5 \text{ кг.}$$

Приймаємо 38 кг для подальших розрахунків.

Розраховуємо за 1 місяць:

Витрати масла =  $38 \cdot 800 = 30400$  кг (приблизно 30тон)

Розрахунок ціни вбирного масла  $30 \cdot 60000 = 1800\,000,00$  грн.

Ціна за рік  $7200000 \cdot 12 = 86400000,00$  грн.



Розрахуємо термін окупності, розмір вкладень, чистий річний прибуток. Розмір вкладень = капітальні витрати + витрати на встановлення + матеріали + робота.

Капітальні витрати (Матеріали): датчики, обв'язування, труби, форсунки (парасольки), частини трубопроводів.

Робота: встановлення датчиків, проведення обв'язування трубопроводів для допоміжної подачі вбирного масла.

- ціна 3-х датчиків з обв'язкою та кабелями 45-50 тис. грн;
- труби, фасонна частини, флянці;
- нові труби приблизно 30 000,00 грн.;
- новий насос АХ 125-100400К-55 для непосредного подавання вбирного масла на форсунки 80000,00 тис.грн;
- флянці 159/6 мм приблизно 24000,00 тис. грн.;
- фасонні частини відводи 159/90 6 шт приблизно 1000,00 грн.;
- трійники 10000,00 тис.грн.;
- форсунки (парасольки) для розпилування вбирного масла ціна за одиницю 1500,00 грн..

Пропоную на 1-н ярус 4 шт., загальна ціна 18 000,00 грн.

Отже сумарно ціна на матеріали:

$$\text{Ціна за матеріали} = 50 + 24 + 10 + 18 = 183\ 000,00 \text{ грн.}$$

Сумарно робота складатиме:

- прокладка труб та встановлення форсунок 30 000,00 грн;
- встановлення датчиків 20 000,00 грн;
- витрати на капітальне вкладення складатиме 233 000,00 грн.

При впровадженні донної модернізації собівартість бензолу знизиться на 1% без урахування електроенергії :

Розрахунок ціни бензолу за рік

$$\text{Ціна бензолу} = 144\ 000\ 000 * 1\% = 1\ 440\ 000,00 \text{ грн}$$


Чистий річний прибуток складатиме:

$$\text{Собівартість бензолу - витрати на капітальне вкладення} = 1440000 - 233000 = 1207000,00 \text{ грн.}$$

Розрахунки терміну окупності. Загальні витрати при перевищенні споживання на рік / Витрати на капітальне вкладення:

$$\frac{2880000}{233000} = 12.3 \text{ місяців приблизно 1 рік}$$

Таким чином, перевищення норми споживання вбирного масла є значною економічною проблемою для металургійного підприємства повного циклу. Таким чином, загальні витрати при перевищенні



споживання вбирного масла склали 240 000,00 грн на місяць, та 2 880 000,00 грн на рік.

Для зменшення цих втрат необхідно взяти заходів щодо підвищення ефективності роботи бензольного скрубера та споживання вбирного мастила. Термін окупності після модернізації складатиме 1 рік.

При зниженні собівартості бензолу на 1%, без урахування електроенергії чистий річний дохід складатиме 1 207 000,00 грн.



## ВИСНОВКИ

Розглянуто теоретичні основи процесу абсорбції бензольних вуглеводнів. Визначено основні параметри, що впливають на процес: температура та тиск коксового газу та вбирного масла.

В роботі наведено опис цеху уловлення металургійного комбінату. Детально розглянуто норми та методи контролю технологічного режиму цеху, бензольно-скруберної дільниці, основні методи контролю технологічного режиму.

В якості обладнання обрано бензольний скрубер який знаходиться у бензольно-скруберній дільниці і є одним із основних технологічних елементів.

Проаналізовано існуючі конструкції та основні складові елементи для створення та проведення технологічного процесу уловлення бензолу із коксового газу.

Під час розробки дипломної роботи на підприємстві металургійного підприємства повного циклу було виявлено проблему, яка призводить до значних економічних втрат. Ця проблема полягає в перевитраті вбирного масла в бензольному відділенні.

Для вирішення цієї проблеми було запропоновано впровадити підвищення ефективності роботи бензольного скрубера за рахунок модернізації системи керування, та встановлені додаткових форсунок (парасольок) на кожному ярусі. Ця система дозволить працівникам своєчасно і на відстані контролювати кількість подачі коксового газу, та вбирного масла на вході і виході, а також температуру. Встановлення додаткових форсунок зменшить споживання нового вбирного масла, і більше працювати на регенераційному маслі, що запобігатиме нераціональному використанні масла і економії грошей та часу.

Отже, під час розробки дипломної роботи було виявлено проблему, яка призводить до значних економічних втрат, а саме підвищені витрати вбирного масла для проведення технологічного процесу уловлювання бензольних вуглеводнів. Для вирішення цієї проблеми було запропоновано впровадити систему контролю подачі та додаткові форсунки. Впровадження цієї системи дозволить вирішити проблему і призведе до значних економічних вигод для підприємства.

У цій роботі представлено рішення контролю подачі коксового газу та вбирного масла, та їх температури для отримання точних і практично застосовних даних за допомогою датчиків.

Наведено основні напрямки модернізації системи керування бензольного скрубера: система датчиків на вході та виході в бензольний скрубер коксового газу та вбирного масла. Для покращення конструкції системи подачі вбирного масла застосованно додаткове підведення вбирного масла з окремим приводом та визначених точках бензольного скрубера.



Економічний ефект від сумарного впровадження заходів з модернізації при зниженні бензолу на 1%, без урахування електроенергії чистий річний дохід складатиме 1 207 000,00 грн.



## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Правила технічної експлуатації коксохімічних підприємств. – Харків: Гипрококс, 2018. – 309 с.
2. Ковальов Е.Т. Довідник коксохіміка. В 6-ти томах: Харків. Видавничий дом «Інжек» 2009.- Том 3: Уловлення та переробка продуктів коксування - 432с.
3. Остапенко М.А. Технологічне обладнання хімічних цехів коксохімічних заводів: Навч посібн. Для вищих навчальних закладів / М.А. Остапенко. – Донецьк : ДонНТУ, 2011. – 166 с.
4. Гребенюк А.Ф., Коробчанский В.И., Власов Г.А., Кауфман С.И. Уловлювання хімічних продуктів коксування. Т.2.Донецьк., 2002. - 208с
5. РОБОЧА ІНСТРУКЦІЯ №27-12 апаратника одержання сирого бензолу 4 розряду цеху уловлювання хімічних продуктів коксування, 2020.- 23 с.
6. Ловейкін В.С., Ромасевич Ю.О, Крушельницький В.В. Мехатроніка: підручник – К.: ЦП „Компрінт”, 2020. – 404 с..
7. Хорольський В.П., Коренець Ю.М. Автоматизація виробничих процесів: підручник - Кривий Ріг: ДонНУЕТ, 2022-375с.
8. Дикань В. Л., Калабухін Ю.Є., Каличева Н.Є. Технологія машинобудівних підприємств: підручник / за заг. ред. В. Л. Диканя. – Харків: УкрДУЗТ, 2020. – 386с.