

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ АВІАЦІЙНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
Факультет екологічної безпеки, інженерії та технологій  
Кафедра хімії і хімічної технології

ДОПУСТИТИ ДО ЗАХИСТУ  
Завідувач випускової кафедри  
\_\_\_\_\_ А. Кустовська  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2021р.

**КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА  
(ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА)**

ВИПУСКНИКА ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ «БАКАЛАВР»

за спеціальністю: 161 «Хімічні технології та інженерія»

освітньо-професійної програми «Хімічні технології альтернативних енергоресурсів»

**Тема: «Абсорбційна установка очищення коксового газу від ароматичних  
вуглеводнів»**

Виконавець: студент 407Б групи Онищенко Павло Олександрович \_\_\_\_\_

Керівник: доцент, к.х.н. Трофімов І.Л. \_\_\_\_\_

Нормоконтролер: доцент, к.х.н. Максимюк М.Р. \_\_\_\_\_

Київ 2021

НАЦІОНАЛЬНИЙ АВІАЦІЙНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
Факультет екологічної безпеки, інженерії та технологій  
Кафедра хімії і хімічної технології

Спеціальність: 161 «Хімічні технології та інженерія»  
ОПП «Хімічні технології альтернативних енергоресурсів»

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Завідувач кафедри  
\_\_\_\_\_ А. Кустовська  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2021р.

ЗАВДАННЯ

на виконання кваліфікаційної роботи  
Онищенко Павла Олександровича

1. Тема роботи: «Абсорбційна установка очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів»,

затверджена наказом ректора від 01.04.2021р. № 530/ст

2. Термін виконання роботи: з 24 травня 2021 р. по 20 червня 2021 р.

3. Вихідні дані до роботи: \_\_\_\_\_

4. Зміст пояснювальної записки: Вступ. Розділ 1. Аналіз абсорбційного методу очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

Розділ 2. Удосконалення насадкового абсорберу для очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів. Розділ 3. охорона праці. Висновки.

Список бібліографічних посилань використаних джерел.

5. Перелік обов'язкового графічного (ілюстраційного) матеріалу.

## 6. Календарний план-графік

№ з/п	Завдання	Термін виконання	Відмітка про виконання
1.	Одержання теми. Пошук та аналіз літератури за темою дипломної роботи.	24.05.2021 – 26.05.2021	
2.	Опрацювання літературних джерел з даної теми	27.05.2021 – 30.05.2021	
3.	Опрацювання методів та методик, що використовуються в даній роботі	31.05.2021 – 03.06.2021	
4.	Проведення експериментальних досліджень	04.06.2021 – 10.06.2021	
5.	Обробка експериментальних даних	11.06.2021 – 13.06.2021	
6.	Узагальнення матеріалу, оформлення дипломної роботи, підготовка доповіді та презентації.	14.06.2021 – 16.06.2021	
7.	Захист дипломної роботи	17.06.2021	

Дата видачі завдання: « 24 » травня 2021 р.

Керівник дипломної роботи \_\_\_\_\_ к.х.н., доц. Трофімов І.Л.

Завдання прийняв до виконання \_\_\_\_\_ Онищенко П.О.

## РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка до кваліфікаційної роботи: «Абсорбційна установка очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів» містить 54 с., 18 рис., 4 табл., 18 літературних джерел.

Мета і завдання виконання дипломної роботи: оцінити доцільність та ефективність абсорбційного очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

Об'єкт дипломної роботи: абсорбційне очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

Предмет: абсорбційна установка очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

Методи дослідження: при виконанні дипломної роботи застосовувались інформаційно-бібліографічні, аналітичні (огляд літератури, узагальнення результатів), статистичні та розрахункові методи.

У роботі розглянуті питання абсорбції ароматичних вуглеводнів на сучасному коксохімічному виробництві. Результати розрахунків можливо застосовувати на коксохімічних підприємствах при роботі з абсорбційними установками.

АБСОРБЦІЯ, КОКС, АБСОРБЕР, КОКСОХІМІЧНЕ ВИРОБНИЦТВО, АРОМАТИЧНІ ВУГЛЕВОДНІ, УСТАНОВКИ.

## ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
ОСНОВНА ЧАСТИНА.....	8
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ АБСОРБЦІЙНОГО МЕТОДУ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД АРОМАТИЧНИХ ВУГЛЕВОДНІВ.....	8
1.1. Теоретичні основи процесу абсорбції.....	8
1.1.1. Аналіз апаратів абсорбційного очищення газу.....	8
1.1.2. Природні абсорбери та їх застосування в Україні.....	19
1.1.3. Обґрунтування вибору абсорбенту для очищення газів коксохімічних підприємств від ароматичних вуглеводнів.....	20
1.2. Аналіз стану атмосферного повітря в зоні впливу коксохімічних підприємств .....	22
1.3. Обґрунтування та вибір технологічної схеми абсорбції для очищення коксу газу.....	25
1.3.1. Опис технологічних схем абсорбційних установок прототипів.....	25
1.3.2. Вибір технологічної схеми абсорбції для очищення коксу газу на «Авдіївському коксохімічному заводі».....	26
Висновок до розділу.....	27
РОЗДІЛ 2. УДОСКОНАЛЕННЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРУ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД АРОМАТИЧНИХ ВУГЛЕВОДНІВ.....	28
2.1. Розрахунок насадкового абсорберу.....	28
2.1.1. Маса поглинаємої речовини і витрати поглиначи.....	28
2.1.2. Рухома сила передачі маси.....	31
2.1.3. Коефіцієнт передачі маси.....	32
2.1.4. Швидкість газу та діаметр абсорберу.....	35
2.1.5. Щільність зрошення.....	36
2.1.6. Коефіцієнт масовіддачі.....	38

2.1.7. Поверхня масо передачі та висота абсорберу .....	40
2.1.8. Гідравлічний опір .....	41
2.2. Конструкція та принципи дії удосконаленого абсорберу для очищення атмосферного повітря коксохімічних підприємств .....	43
Висновок до розділу .....	46
<b>РОЗДІЛ 3. ВПЛИВ ДІЯЛЬНОСТІ ПІДПРИЄМСТВА НА БЕЗПЕКУ ТА ЖИТТЄДІЯЛЬНІСТЬ ПРАЦІВНИКІВ.....</b>	<b>48</b>
3.1. Небезпечні та шкідливі виробничі фактори, що діють на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу» .....	48
3.2. Технічні та організаційні заходи зменшення рівня впливу небезпечних та шкідливих виробничих факторів на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу» .....	49
3.3. Забезпечення пожежної та вибухової безпеки на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу» .....	50
<b>ВИСНОВКИ.....</b>	<b>51</b>
<b>СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....</b>	<b>52</b>

## ВСТУП

**Актуальність теми.** Зі стрімким розвитком промисловості команда, відповідальна за управління підприємствами, які мають безпосередній вплив на розвиток коксохімічної промисловості та хімії в цілому, а також працівників коксохімічних виробництв часто зневажливо ставляться до питань екології, не приділяючи їм достатньо уваги. Стрімкий ріст забруднення та шкідливих викидів від коксохімічних підприємств можливо помітити вже зараз, досить лише звернутись до офіційних даних підприємств. Наприклад, ПАТ «АКХЗ» має долю викидів, що перевищують встановлені нормативами викиди, а також у декілька разів перевищують планові показники на викиди у 2021 році. На питання екології потрібно звернути особливу увагу, зважаючи на те, що викиди коксохімічних підприємств є дуже шкідливими для організму людини. Оксид азоту, сірки, чадний газ – усі ці речовини здатні завдати значної шкоди організму людей, на яких впливатимуть. Проте, у процесі коксування, окрім цих речовин, виділяються ще й ароматичні вуглеводні, що входять до складу кам'яновугільної смоли. Вони здатні завдати великої шкоди людям, на яких вплинули.

### ***Мета і завдання виконання дипломної роботи.***

Дослідити процес абсорбції на прикладі коксохімічного заводу ПАТ «АКХЗ», розрахувати нову насадку для абсорберу, здатну абсорбувати більшу кількість ароматичних вуглеводнів. Оцінити доцільність та ефективність абсорбційного очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

### ***Об'єкт дипломної роботи.*** ПАТ «АКХЗ»

### ***Предмет.*** Процес абсорбції на установках тарілочного типу.

***Методи дослідження.*** При виконанні дипломної роботи застосовувались методи порівняння, розрахунку та вимірювання.

***Наукова новизна отриманих результаті.*** У дипломній роботі вперше запропоновано змінити конструкцію насадки для тарілкового абсорберу, що теоретично дало можливість змінити швидкість та об'єми процесу абсорбції на підприємстві.

**Практичне значення отриманих результатів.** Рекомендовано ознайомитись із результатами дослідження та застосувати їх на практиці, що дасть змогу збільшити якість процесу абсорбування на коксохімічному підприємстві.

**Відповідно до мети були сформовані завдання:**

- 1) провести аналіз процесу абсорбції;
- 2) провести аналіз абсорберів;
- 3) зробити аналіз насадкового абсорберу в цілому та прорахувати можливість його удосконалення
- 4) проаналізувати негативний вплив коксохімічного виробництва на працівників.



# ОСНОВНА ЧАСТИНА

## РОЗДІЛ 1

### АНАЛІЗ АБСОРБЦІЙНОГО МЕТОДУ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД АРОМАТИЧНИХ ВУГЛЕВОДНІВ

#### 1.1. Теоретичні основи процесу абсорбції

##### 1.1.1. Аналіз апаратів абсорбційного очищення газу

Процес розчинення (розведення) в рідкому розчиннику газоподібної складової називають абсорбцією. Цей процес можна застосовувати як з метою розділення таких сумішей, як газові та парові, так і для отримання розчинів газів у рідинах, так як він є оборотним та вибіркоким.

У випадку розділення сумішей необхідно проводити ще й десорбцію, тобто видалення небажаного компонента з рідини. Такий процес називають регенерацією. Регенований абсорбент повертають на абсорбцію.

Процес абсорбції пояснюється з фізичної точки зору теорією плівки. Вона говорить, що, коли рідини та гази дотикаються один до одного, на їх поверхні виникають плівки: рідинна та газова. Компонент, який знаходиться в газоповітряній суміші, спочатку проходить крізь плівку газу, а вже потім – рідинну. Це відбувається завдяки силам дифузії. Далі компонент, потрапивши до внутрішніх шарів абсорбенту, розділяється за його об'ємом.

Для того, що проходив процес дифузії, необхідно виконати декілька умов, одна з якої – концентрація компонента, який необхідно відділити, має бути вища, ніж його ж рівноважна концентрація на самій поверхні рідини. Менш насичений розчин буде поглинати більше газу.

Якщо ж не виконати цю умову, і концентрація буде меншою, ніж рівноважна концентрація, дифузія проходитиме у зворотному напрямі. Цей процес застосовують при регенерації абсорбенту, про яку ми поговоримо пізніше.

Зазвичай, як абсорбент застосовуються або розчини активного компонента, що розчинені в рідкому розчиннику, або окремі рідини [1].

У будь якого випадку є ряд вимог, проте серед них можна виділити найбільш істотні:

- Здатність абсорбції має бути високою;
- Не менш висока селективність;
- Малий тиск пари;
- Мають бути інертними відносно до найпоширеніших матеріалів, які використовують при будівництві установок;
- Мати невисоку вартість;
- Бути доступними;
- Не бути токсичними, вогне- та вибухонебезпечними.

Перед самим процесом абсорбції, тобто обробкою абсорбентами, із речовин треба видалити всі дисперсні домішки. Якщо цього не зробити, абсорбенти швидко втратять свою робочу здатність, перетворяться на відходи, що не піддаються очищенню.

Як уже було сказано раніше, немінеральні абсорбенти мають мати невеликий тиск насиченої пари, до цього ж він має бути невеликим навіть за виконання процесу. Це пояснюється тим, що абсорбенти, які будуть мати недостатньо низьку пружність пари будуть випаровуватися дуже інтенсивно, забруднюючи при цьому газу, які оброблювали. Але й це ще не все [1].

Неможливо десорбувати з низько киплячого абсорбенту вловлену речовину нагріванням, отже і регенерувати його буде дуже важко. Організація фазового контакту, та те, як саме вона сформована, температура процесу абсорбції та його тиск значно впливають на інтенсивність переходу забруднювача в рідку фазу з газової.

Сама швидкість процесу абсорбції збільшується зі зростанням тиску, а також зі зменшенням температури. Є абсорбери, які можуть працювати за негативних температурах (за Цельсієм). Їх прийнято називати холодоносіями. При цьому процес, який відбувається за таких умов – процес контактної конденсації.

Процес абсорбції нерідко поєднують ще й з процесом десорбції. Якщо їх поєднувати, можна використовувати абсорбент доволі велику кількість разів, просто видаляючи компонент, який поглинали, у чистому вигляді [1].

### 1.1.1. Аналіз апаратів абсорбційного очищення газу

Схема, що найпростішим виглядом описує процес роботи абсорбційної установки, зображена на рис.1.1. На схемі зображено скруббер.

Працює за наступним принципом: потік газу, що входить, потрапляє у секцію, яка звужується. Газ починає рухатися з більшою швидкістю по мірі того, як площа поперечного перерізу потоку зменшується (за рівнянням Бернуллі). У той же час рідина потрапляє у секцію, що звужується (горловину) збоку по патрубках.

Спостерігається велика турбулентність газового потоку, оскільки газ змушений рухатись горловиною з дуже великими швидкостями. Турбулентність розбиває потік рідини на дуже велику кількість дуже мілких капель. Газ включає в собі пил, цей пил осідає на поверхні капель. На виході з горловини газ вже перемішаний з хмарою мілких рідких капель, після горловини газ потрапляє до секції, що розширюється, де втрачає швидкість, що спричиняє зниження турбулентності, каплі при цьому стають більш крупні. На виході зі скрубера рідкі каплі відділяються від газового потоку, вже маючи на собі адсорбовані частки [2].

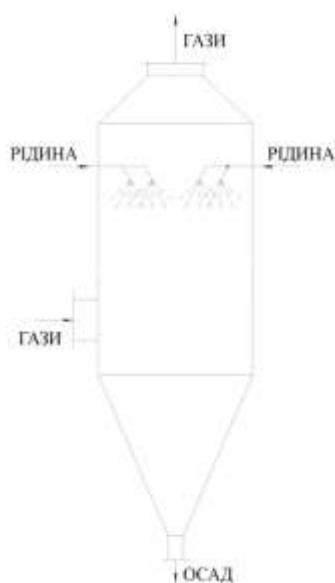


Рис. 1.1. Схема скрубера

За своїм призначенням скрубери, названі на честь ефекту Вентурі, за своїм призначенням підходять для відділення від газу як дрібних часток, типу пилу чи ін., так і для відділення інеродних забруднень у вигляді газів. Але, нажаль, найбільш ефективно вони очищують газ від часток типу пилу, гірше працюючи з інеродними газами [2].

Системи абсорбції:

- водні (водні розчини аміноспиртів, наприклад);
- неводні (малолеткі органічні рідини; використовуються лише одноразово, або ж очищаються регенерацією, тобто з них в чистому вигляді видаляється речовина, що забруднила рідину);

Якщо завдяки абсорбції відбувається отримання, безпосередньо, готового напівпродукту або продукту, то застосовують схеми, в яких поглинач застосовується лише одноразово. Прикладами можуть слугувати такі реакції:

- виробництво неорганічних кислот (отримання сірчаної кислоти, при виробництві азоту абсорбцією оксидів азоту, при виробництві сірчаної кислоти абсорбцією  $SO_3$ )
- виробництво солей (виробництво сульфату кальцію, застосовуючи абсорбцію водними розчинниками вапняка чи вапна; отримання нітратних та нітритних лугів завдяки адсорбції оксидів азоту);
- виробництво інших речовин (отримання аміачної води завдяки адсорбції  $NH_3$ , інші процеси) [3].

Найрозповсюдженішими стали, як не дивно, тарілочні барботажні адсорбери та поверхневі (насадочні) адсорбери.

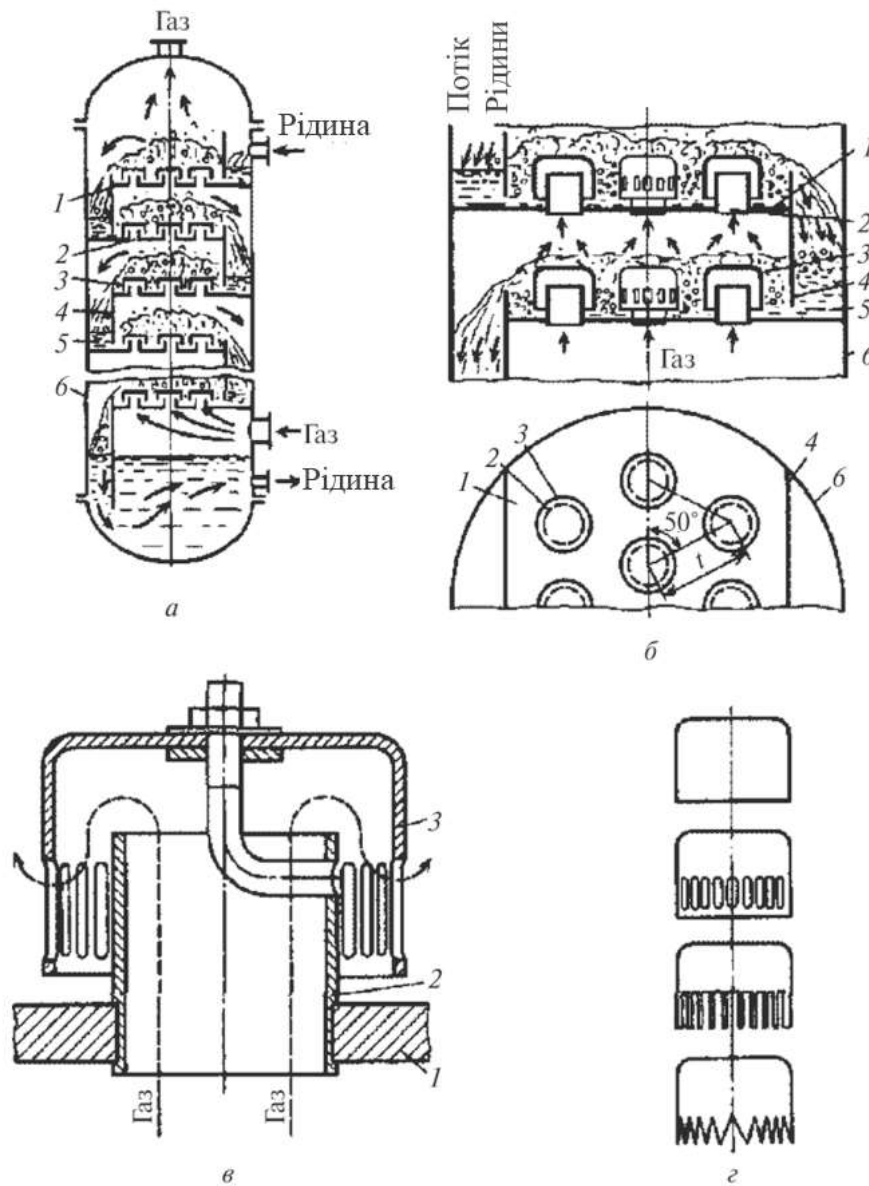


Рис. 1.2. Будова та схема тарілок ковпачкових з капсульними ковпачками та колони:

а – колона з тарілками; б – дві тарілки (сусідні); в – капсульний ковпачок; г – види ковпачків капсульних.

1 — тарілки; 2 — парові (газові) патрубки; 3 — круглі ковпачки; 4— труби з порогами; 5— затвори гідравлічні; 6— корпус колони

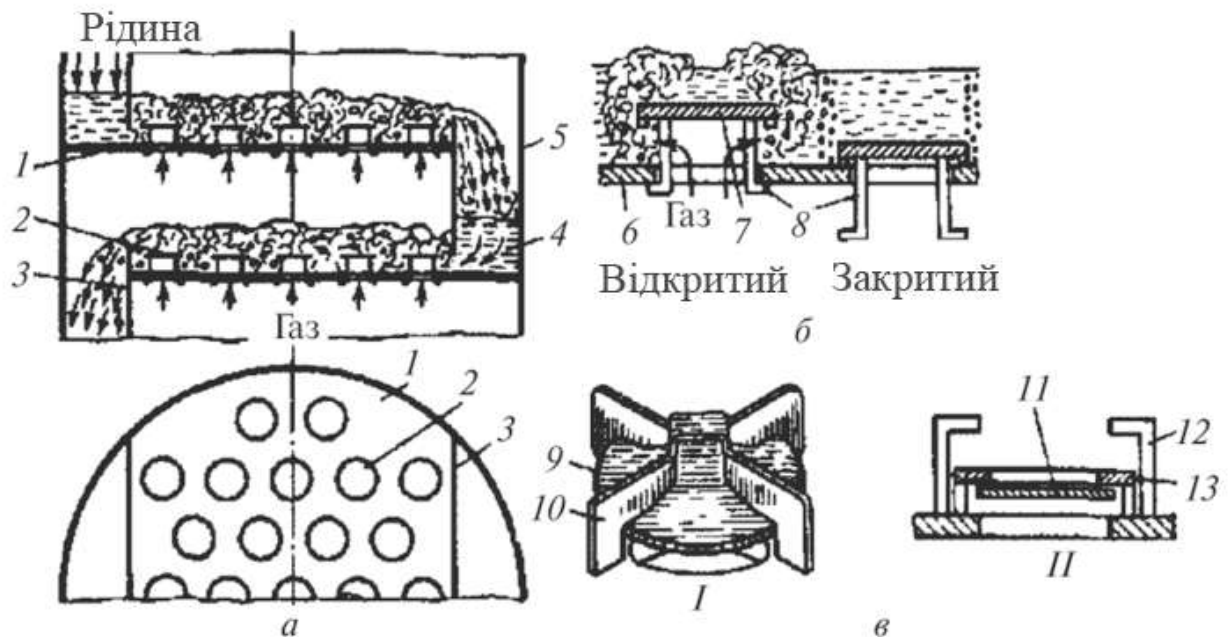


Рис.1.3. Будова та схема тарілок клапанних:

а – дві тарілки сусідні з клапанами (круглими); б – принцип роботи клапана;  
в – клапани(круглі) із запобіжником верхнім(I) і з баластом (II);

1, 6 – тарілка; 2, 7 – клапан, 3 – перетічна перегородка з порогом; 4 – затвор гідравлічний; 5 – корпус колони; 9, 11 – диск клапана; 8, 10, 12 – запобіжники підйому клапану для того, щоб газ не розбивався на невелике число тонких газових потоків.

Гідродинамічна нерівномірність завжди присутня у тарілчастих колонах зі зливними приладами і є для них характерною. Вона відбувається тому, що по мірі того, як рідина рухається, в тарілці виникає гідравлічний опір. Пояснюється це наступним чином:

- Рівень рідини підвищується при русі в тарілці;
- По всьому шляху, по якому рухається рідина виникає напорний градієнт.

Через нерівномірність газу розподіляються за площею нерівномірно. Деяка кількість газу протікає через ту частину тарілки, яка прилягає до зливного порогу, а там значно нижчий рівень рідини. Для того, щоб напорний градієнт знизити якомога

швидше, шлях, який проходить рідина, намагаються зменшувати різними способами (рис. 1.2, г) [4].

Гідродинамічні умови роботи тарілок, незалежно від їх конструкції, сильно впливають на їхню ефективність. Відповідно, три гідродинамічні режими, за якими працюють тарілчасті апарати:

- Бульбашковий;
- Струменевий.
- Пінний.

При значних навантаженнях по газу і рідині, добре себе зарекомендували ковпачкові тарілки. При організації роботи та робочого процесу, дуже важливий показник навантаження. Проте, ковпачкові тарілки мають недоліки, до того ж досить істотні. Мають малу швидкість руху потоку газу, гідравлічний опір їх залишає бажати кращого, а також при їх виробництві використовується дуже велика кількість металу, до того ж будову мають складну.

Тарілчаста колона зображена на рис. 1.4.

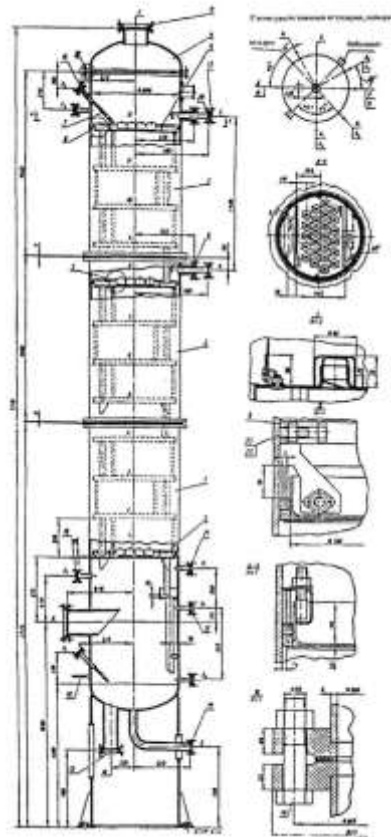
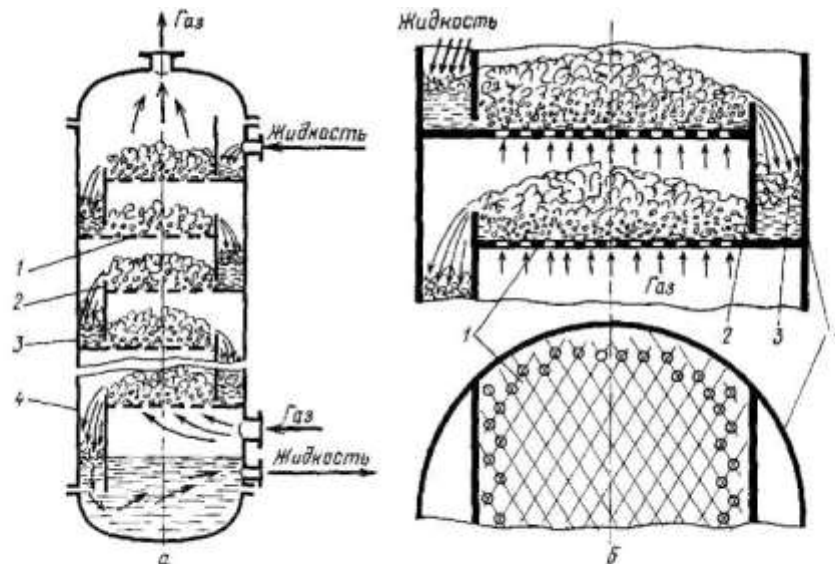


Рис. 1.4. Абсорбер з ковпачковими тарілками



а – колона з тарілками; б – дві сусідні тарілки; 1 – тарілки; 2 – переточні перегородки або труби з порогами; 3 – гідравлічні тарілки затвори; 4 – корпус колони

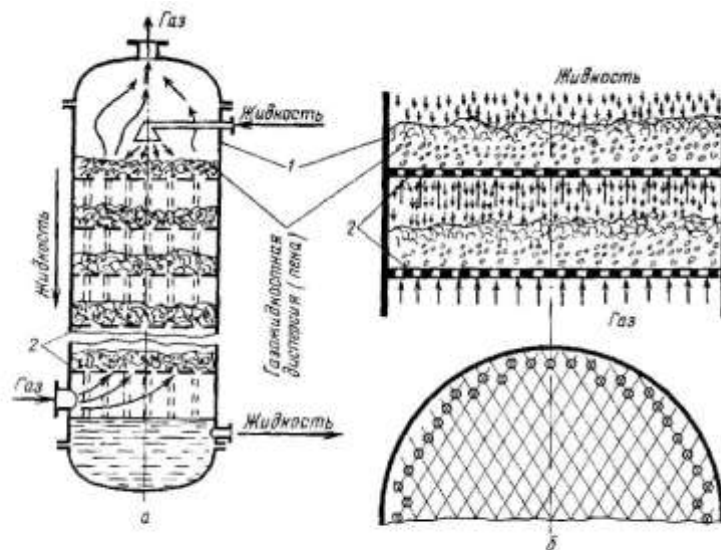
Рис. 1.5. Влаштування колони з перетічними сітчастими тарілками

Щоб запобігти тому, щоб рідина не перетікала через отвори в тарілці, а також тиск побороти тиск шару рідини, газ має рухатись з достатньою швидкістю, при цьому змушений мати достатній тиск. Якщо ж не врахувати ці умови, то рушійна сила самого процесу знизиться. Тиск газу може не впоратись із шаром рідини і вона може почати просочуватись на нижче розташовану тарілку [5].

Сітчасті тарілки мають як ряд переваг, так і недоліків. Прості та надійні в будові, мають гарну та високу ефективність, гідравлічний опір є порівняно низьким. Але є й ряд мінусів. Осад та забруднення здатні припинити роботу тарілок. До того ж при зниженні тиску, або взагалі при припиненні подачі газу, з тарілок сходять вся рідина. Вони потребуватимуть перезапуску для нормальної роботи.

Колони з тарілками без зливних пристроїв. У таких тарілках рідина та газ проходять через одні й ті самі щілини або отвори. Рідина, при цьому «провалюється» на тарілку, яка розташована нижче [6]. Часто такі пристрої називають «провальними». З їх будовою можна ознайомитись за рис. 1.6.





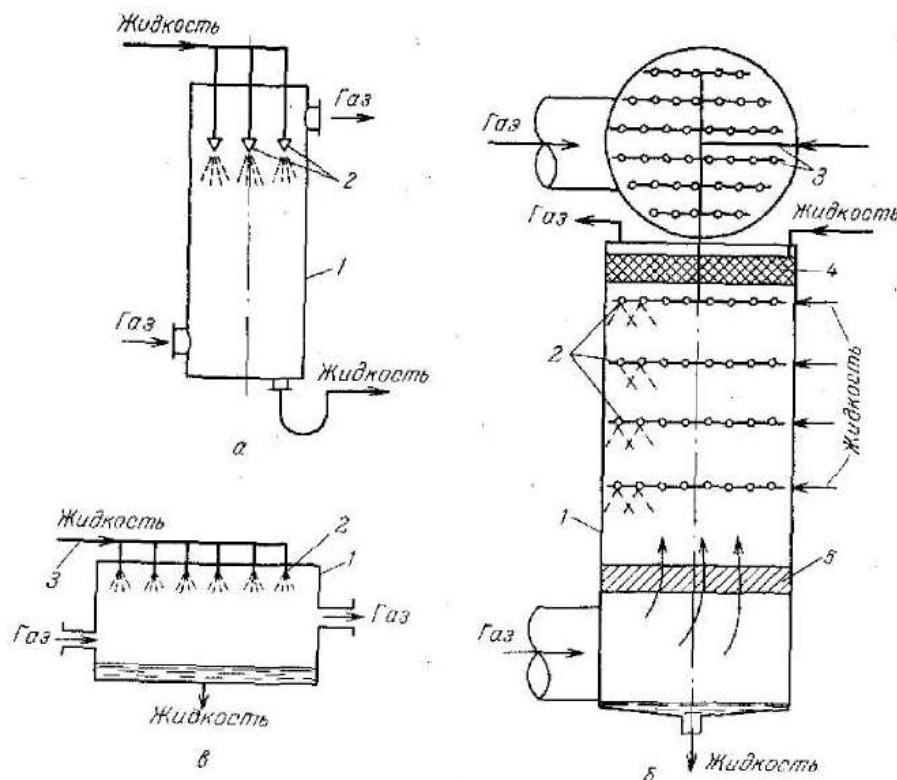
а – колона з провальними тарілками; б – дві сусідні дірчасті провальні тарілки (1 – колона; 2 – тарілки)

Рис 1.6. Колона і провальні тарілки

Розпилюючі абсорбери. Контакт між речовинами у цих приладах досягається розпилюванням чи розбризкуванням рідини у потоці газу. Самі ж абсорбери діляться на дві групи:

- 1) Форсуночні (рідина розкидається форсунками на дрібні краплі).
- 2) Швидкісні прямооточні (розпилення відбувається завдяки кінетичній енергії).
- 3) Механічні (рідина розпилюється завдяки тому, що деталі пристрою обертається).

Абсорбери форсуночні розпилюючі. Такі (рис. 1.7) пристрої є порожнистими колонами. Газ у них розпилюється через форсунки, які знаходяться зверху, напрям розпилення вниз. Вони мають невелику ефективність. Така ефективність обумовлена тим, що колона «погано» заповнюється рідиною, а також саме перемішування рідини є невеликим [7].



а – вертикального з верхнім розпилюванням рідини;  
 б – вертикального з розпилюванням рідини по висоті апарату;  
 в – горизонтального з перехресним потоком (1 – корпус;  
 2 – форсуночний колектор зрошувальної рідини; 4 – бризковідбійник; 5 – газорозподільник)

Рис. 1.7. Розпилюючі порожнисті абсорбери

Такі установки можна застосовувати при обробці газів, що забруднені. Їхні переваги:

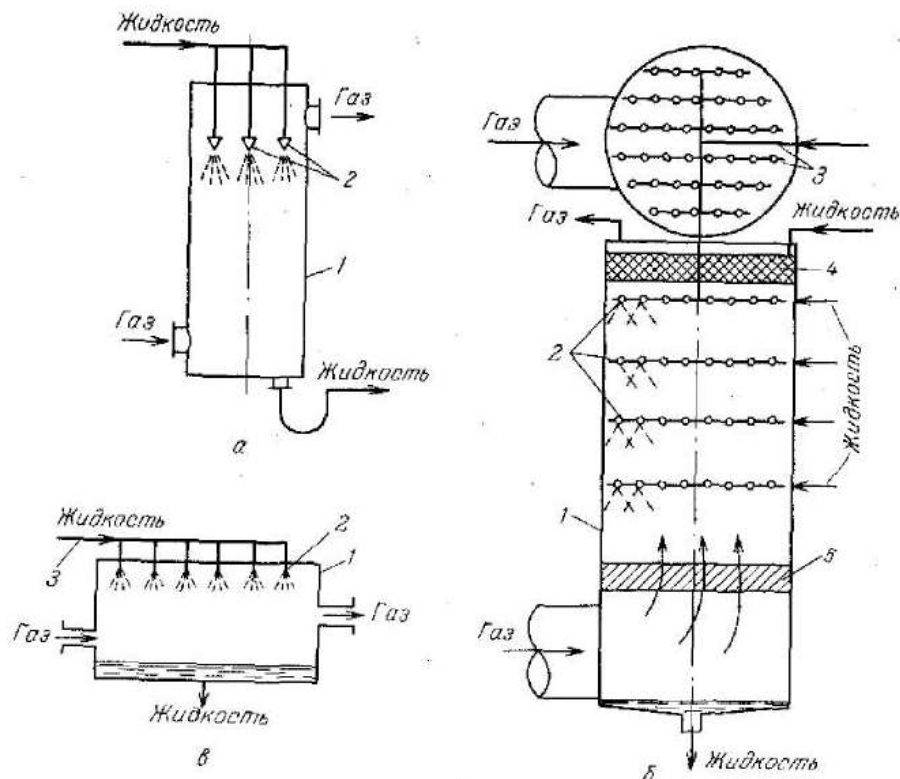
- вони мають доволі просту будову ;
- мають не дуже високу вартість;
- гідравлічний опір є не дуже великим.

Недоліками установки можна вважати:

- низька ефективність;
- відносно невисока швидкість проходження газу;
- велика витрата енергії.

Такі установки застосовуються в основному для уловлювання газів, які добре розчиняються.

## Швидкісні абсорбери прямооточні розпилюючі.



- а – вертикального з верхнім розпилюванням рідини;  
б – вертикального з розпилюванням рідини по висоті апарату;  
в – горизонтального з перехресним потоком (1 – корпус;  
2 – форсуночний колектор зрошувальної рідини; 4 – бризковідбійник; 5 – газорозподільник)

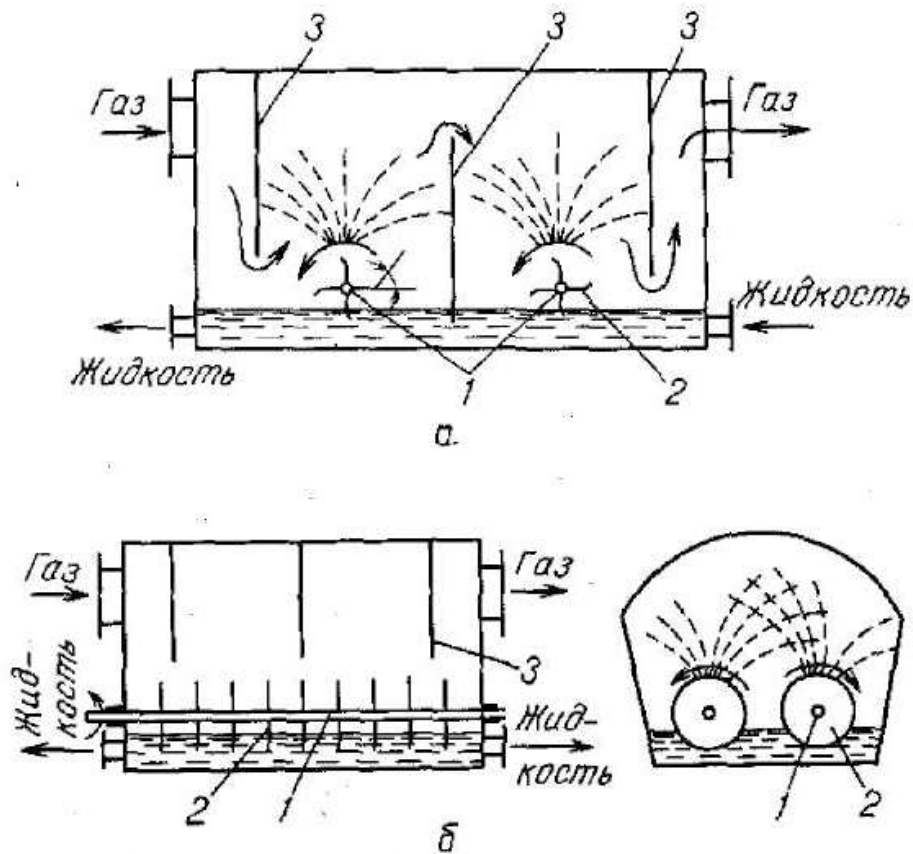
Рис.1.8. Безфорсуночний абсорбер Вентурі

Ці установки помітно відрізняються від інших груп завдяки тому, що в них можливо проводити процес абсорбції за високих швидкостях газу. У просторі сепарація вся рідина виноситься з газом і відділяється. До таких можна віднести апарат Вентурі (рис.8). Він названий так на честь ефекту Вентурі, так як основною конструктивною частиною апарату є труба Вентурі. Принцип роботи можна описати так:

- 1) Під цифрою 1 позначено конфузмом. До нього потрапляє рідина.
- 2) 2 – горловина. Туди протікає рідина, яка вже знаходиться у вигляді плівки. Завдяки газовому потоку, вона розпилюється.
- 3) Поток газу рідина надходить до дифузора, який позначений цифрою 3, там же падає швидкість руху газу, проте збільшується його тиск. Відбувається перехід кінетичної енергії в енергію тиску, при цьому втрати є мінімальними.

4) Далі в сепараторі, що позначений цифрою 4, відбувається відокремлення крапель рідини від газу.

Механічні розпилюючі абсорбери.



а – з розбризкуванням рідини валиками лопатевого типу;  
б – з розбризкуванням рідини дисками  
(1 – вали; 2 – розбризкувачі; 3 – перегородки)

Рис. 1.9. Абсорбери механічні розпилюючі

Такий вид установок є найкомпактнішим та найефективнішим. Проте при цьому всьому, вони є найскладнішими за своєю конструкцією, ще й вимагають великих енергетичних затрат. Застосування таких установок є доцільним у тому випадку, коли розпилювання є неможливим.

### 1.1.2. Природні абсорбери та їх застосування в Україні

Бентонітові глини складаються з мінералів монтморілонітової групи, що розділяються на лужні та лужноземельні. Мінерали групи монтморілоніту утворюють бентонітоносні формації, що характеризуються наявністю

монтморілонітових і близьких до них по кристалічній структурі мінералів, таких як бейделіт, для нього характерна висока дисперсність мінеральних частинок, обмінний комплекс і високі колоїдні властивості. Утворилися бентоніти в результаті розкладання вулканічного попелу, при змінах слюд, хлоритів і породоутворюючих мінералів, в процесах, що протікають в гідротермальних умовах. Залежно від складу обмінного комплексу розрізняють лужні (натрієві і кальційнатрієві) і лужноземельні (кальцієві, магнійкальцієві, кальціймагнієві) бентоніти. Ця різниця зумовлена особливостями кристалічної будови смоктати, завдяки яким бентоніти володіють багатьма специфічними властивостями, найбільш цінне з яких іонообмінна здатність.

Бентоніт відноситься до глинистих природних мінералів, що володіє високою сорбційною здатністю по відношенню до катіонів металів, і може бути використаний для створення ізолюючих бар'єрів в місцях поховання токсичних, в тому числі радіоактивних, відходів, а також для очищення питних і стічних вод. Ключовим параметром, що визначає можливість використовувати бентоніт в якості фільтруючого матеріалу, є концентрація важких металів у воді після фільтру і дифузійні властивості бентоніту. За літературними даними, ці характеристики залежать як від розчинності важких металів, так і від сорбційних властивостей бентоніту. Літературні дані про механізми сорбції катіонів, ролі різних центрів зв'язування, константи рівноваги відповідних реакцій є.

### **1.1.3. Обґрунтування вибору абсорбенту для очищення газів коксохімічних підприємств від ароматичних вуглеводнів**

Основна кількість пилогазових викидів в коксохімічному виробництві утворюється коксовими печами. При завантаженні холодної шихти печі починає інтенсивно виділятися волога, особливу увагу потрібно приділити вугільному пилу і виділенню газоподібних продуктів. Зі зростанням температури з вугілля виділяються пірогенетична волога і леткі речовини. При завершенні коксування утворюються приблизно 73-75% твердого залишку (коксу) і до 25% летких речовин

в тому числі сірчисті і азотисті сполуки, ненасичені і ароматичні вуглеводні, аміак, ціаністий водень та інші хімічні речовини.

Кількість сірки, що міститься в їдуть на коксування вугіллі, коливається від 0,5 до 4%.

Вміст сірки в коксі в певній мірі впливає на забруднення навколишнього середовища, так як при виплавці чавуну частина її переходить з коксу в доменний газ, який використовується в якості енергетичного палива. Тому збагачення вугілля в значній мірі сприяє зниженню сірчистості шихти, а обмеження вмісту сірки в коксі має не тільки технологічне значення, але і сприяє зменшенню забруднення навколишнього середовища. В даний час встановлено обмеження щодо вмісту сірки в коксі: для донецького вугілля 1,7-2, ковальських 0,5, карагандинських 0,8%.

При коксуванні азотовмісні сполуки з вугілля переходять в газ і утворюють ряд хімічних продуктів: аміак, синильну кислоту,  $\text{MOX}$ , піридин, хінолін та інші сполуки, які також забруднюють навколишнє середовище.

Ароматичні поліциклічні вуглеводні типу бензапірену (БП), бензантрацену, дибензилантрацену та ін. відносять до шкідливих хімічних домішок. Вони мають канцерогенні властивості. Наприклад, в кам'яновугільної смоли міститься канцерогенних вуглеводнів від 0,16 до 1%, а в пекових дистилятах від 0,14 до 0,84 і досягає іноді 2,2%. Наведені в літературних джерелах дані про зміст канцерогенних поліциклічних ароматичних вуглеводнів (ПАВ) в продуктах піролізу вугілля змінюються в залежності від технологічних і інших чинників.

Бензапірен добре адсорбується на поверхні твердих частинок золи, сажі, графіту, на порошок з'єднань кальцію і кремнію. Для скорочення кількості канцерогенних вуглеводнів в першу чергу необхідно забезпечити режим повного згоряння палива, організувати ефективний локальний відсмоктування газів як організованих, так і неорганізованих (особливо викидів коксових і пекококсних печей) з подальшою їх хімічної очищенням. При абсорбції процесах очищення газів канцерогенні речовини практично не знешкоджуються, а лише переводяться з газової в рідку фазу. При цьому слід також врахувати, що БП має високу хімічну, біологічну та термічну стійкістю, через що його знешкодження утруднено. Проте,

при впливі ультрафіолетових променів БП піддається окислювальній фотодеградацію в атмосферному повітрі, тобто відбувається самоочищення атмосфери.

## **1.2. Аналіз стану атмосферного повітря в зоні впливу коксохімічних підприємств**

В Україні на даний час доволі велика частка викидів коксохімічних виробничих підприємств:

1. Для наглядного зображення частки викидів суспендованих частинок, розглянемо порівняння факту та плану таких викидів, що зображені на рис. 1.10.

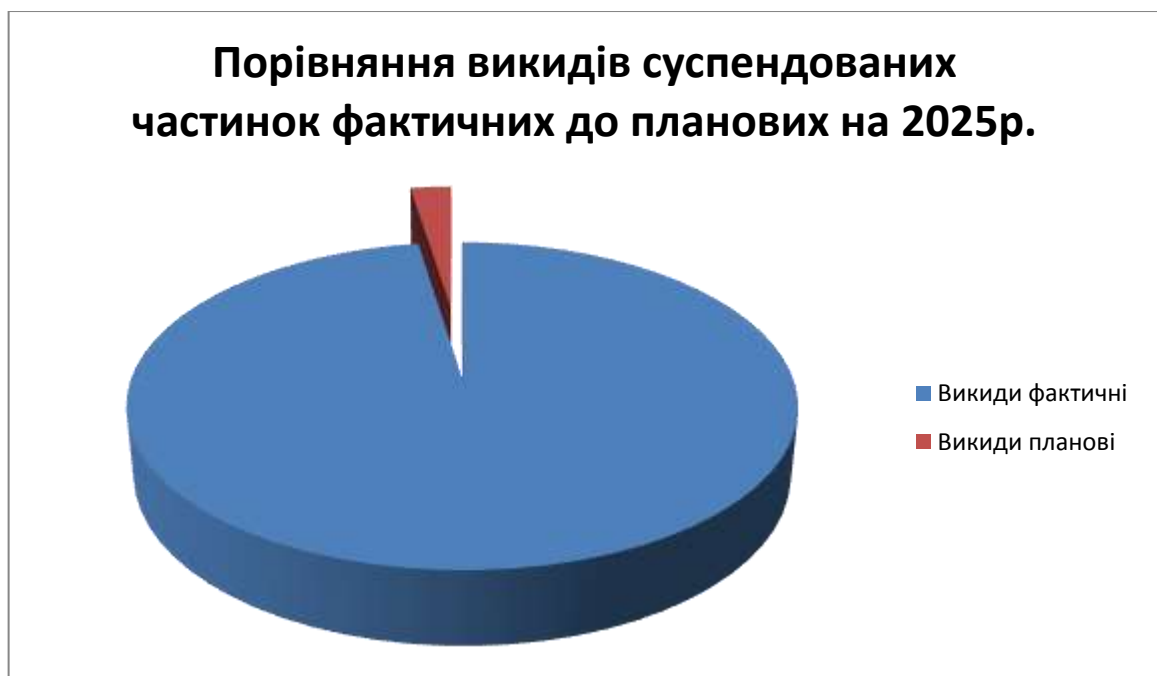


Рис. 1.10. Порівняння план/факт викидів суспендованих часток

2. На цьому етапі ми спостерігаємо за фактичними та плановими викидами  $\text{SO}_2$  та порівнюємо їх на рис. 1.11

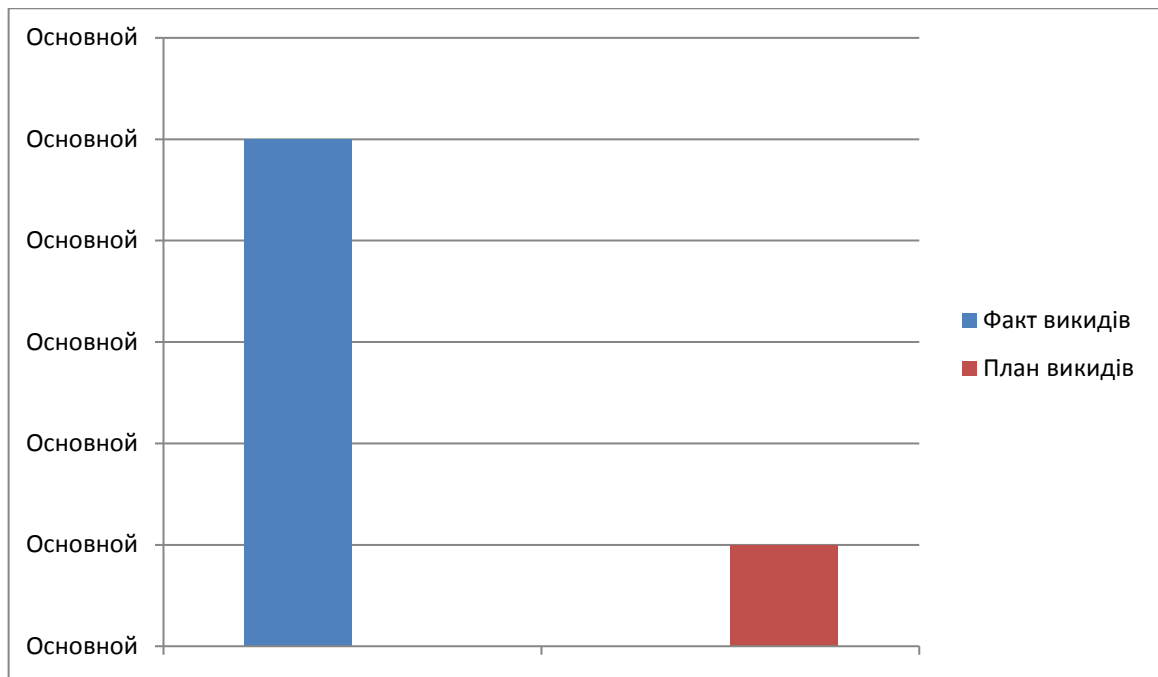


Рис.1.11. Порівняння викидів SO<sub>2</sub>

3. Наступним нормативом виступає регулювання викидів NO<sub>2</sub> на підприємствах. Їх детальніше розглянемо на рис 1.12 [7].

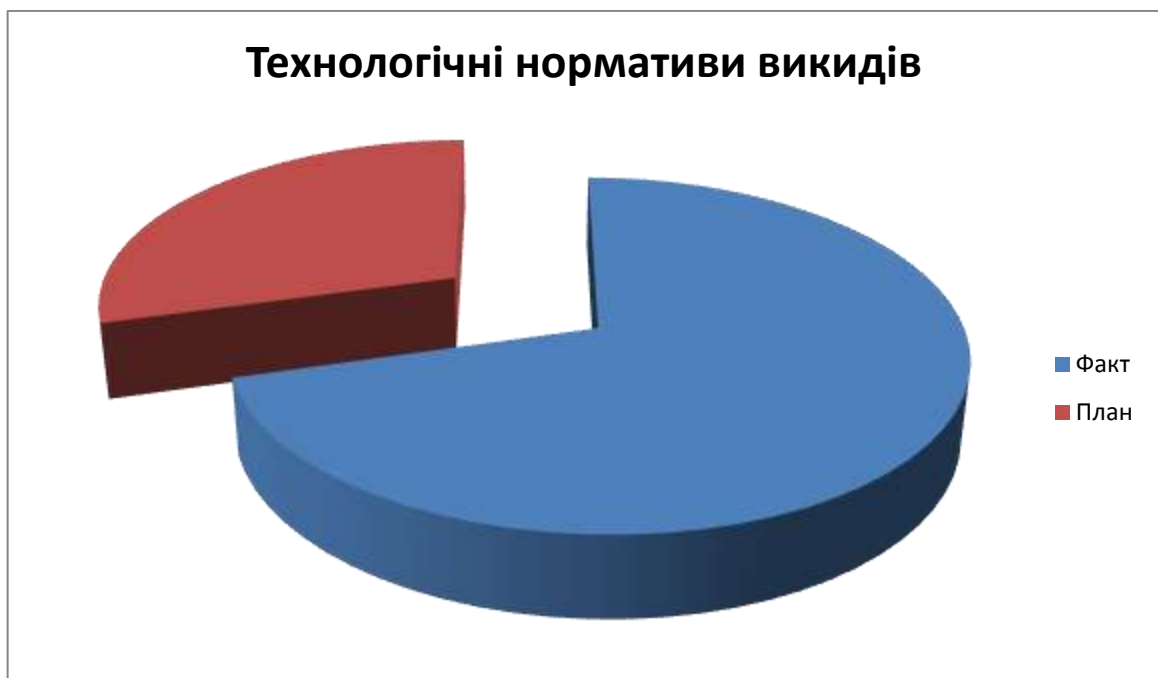


Рис. 1.13. Викиди чадного газу план/факт

Останній рисунок з цього підпункту показує нам планові та фактичні обсяги викидів чадного газу підприємствами.



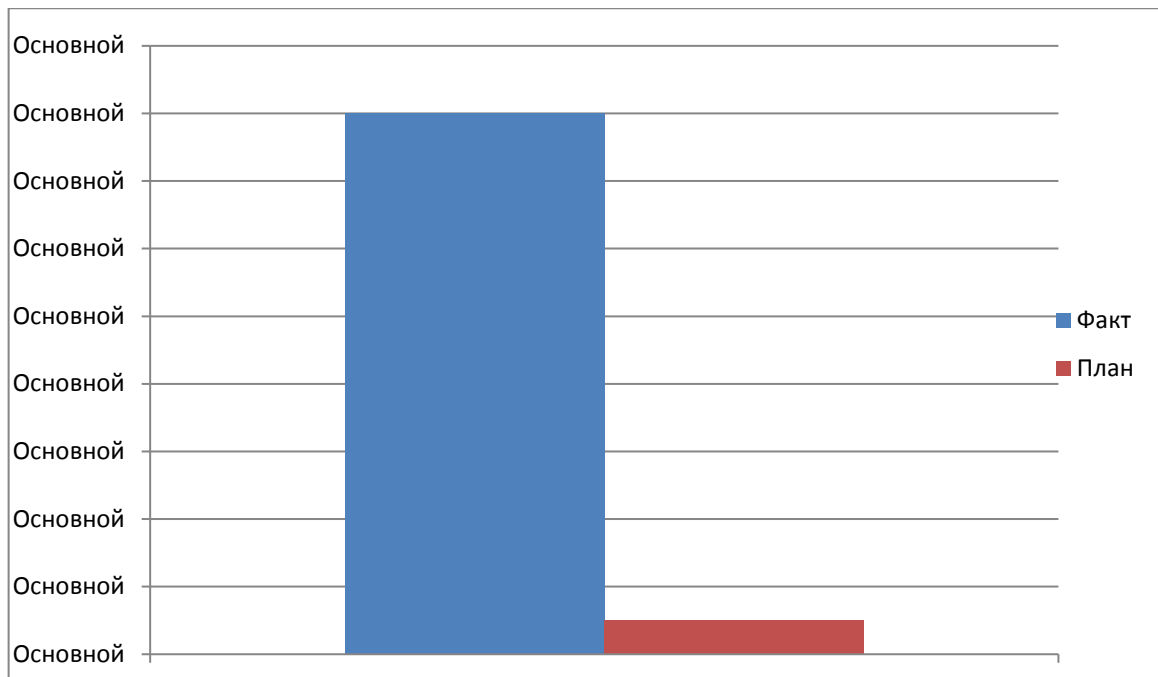


Рис.1.14. Порівняння викидів СО підприємствами

Отже, виходячи з усіх показників, можна сказати, що статистика по Україні доволі погана, проте, враховуючи останні тенденції та плани розвитку коксохімічних виробництв, у країні є можливість виправити екологічну ситуацію на підприємствах.

Великий відсоток виробничих підприємств користується неактуальними методами боротьби зі шкідливими викидами, або не зовсім дотримуються їх.

Більшість підприємств мають виробничі та фінансові можливості та потужності для зміни екологічного стану навколо себе, проте вважають це не зовсім доречним. Нажаль, сучасні підприємства вважають маркетинг перспективнішим шляхом розвитку, крім того ще й більш прибутковим, ніж екологічна проблема навколо них.

На мою думку, найкращим рішенням у цій проблемі буде посилення контролю екологічних норм, а також збільшення частоти перевірок на підприємствах такого типу.

### 1.3. Обґрунтування та вибір технологічної схеми абсорбції для очищення коксового газу

#### 1.3.1.Опис технологічних схем абсорбційних установок прототипів

Для підприємства була обрана наступна принципова технологічна схема, яка зображена на рис.1.15.

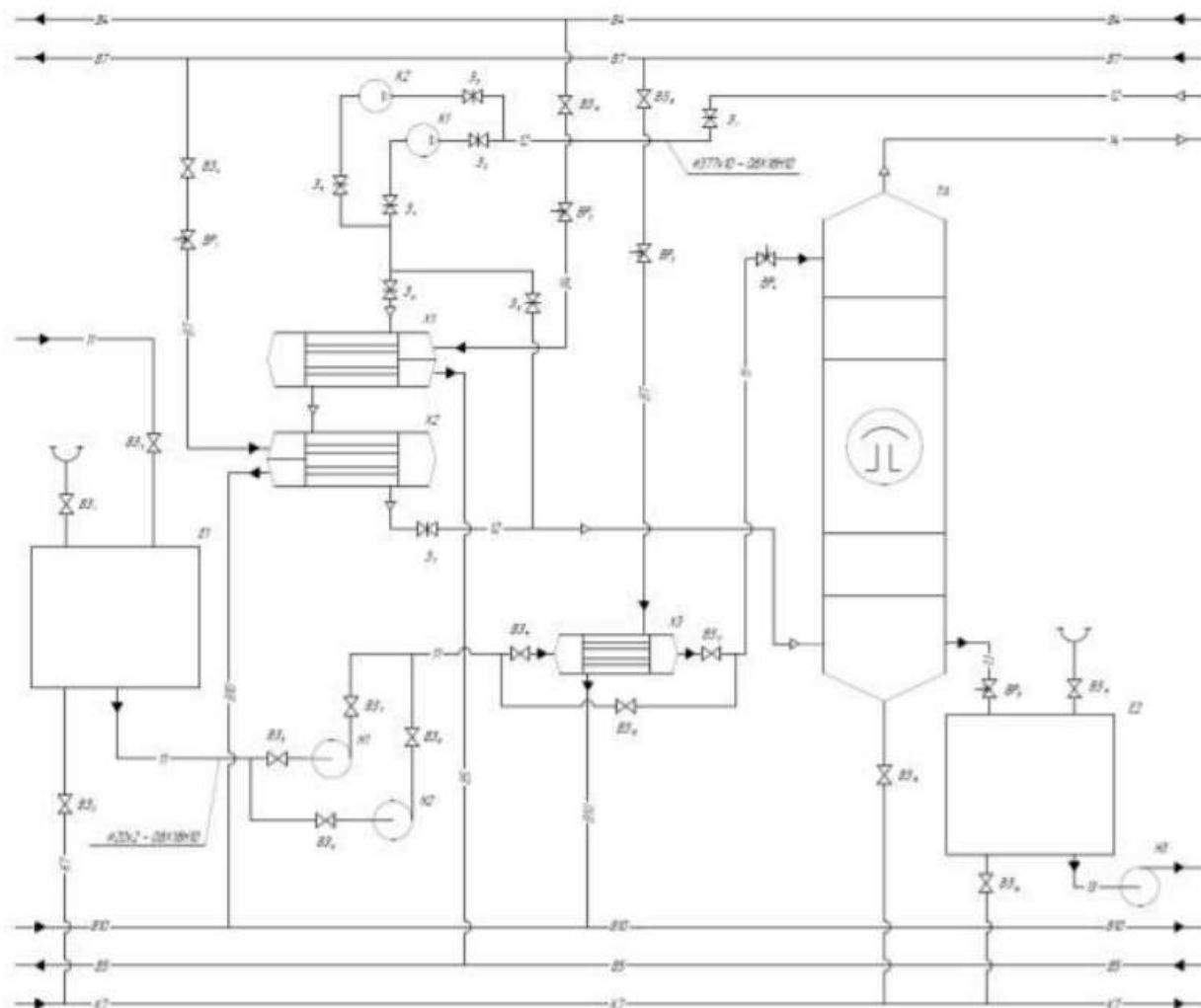


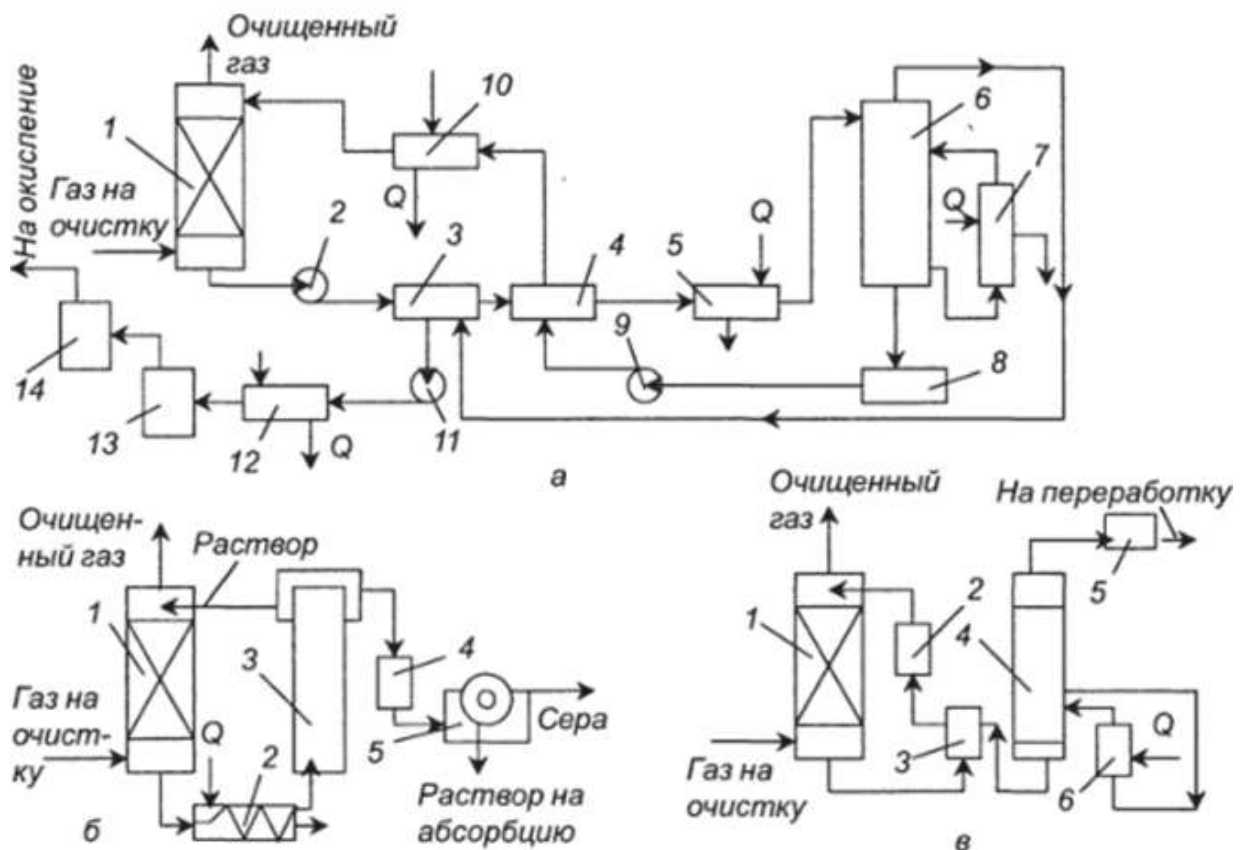
Рис. 1.15.Принципова технологічна схема прототипу абсорбційних установок

Установка працює наступним чином. Газова суміш охолоджується теплообмінником, подається газодувкою на дно абсорбера, де рівномірно розтікається по перерізу колони і стікається на елементи (плити). Потім цей же Абсорбент подається до верху колони відцентровим насосом з бака, пропустивши його заздалегідь крізь теплообмінник. Протипотокова взаємодія газ-рідина

відбувається в колонці. Очищений газ залишає колонку, прямує та потрапляє до нагнітача, а потім потрапляє в бак. Абсорбент спадає в резервуар, де насос перекачує його для подальшої обробки.

### 1.3.2. Вибір технологічної схеми абсорбції для очищення коксового газу на «Авдіївському коксохімічному заводі»

ПАТ «Авдіївський коксохімічний завод» - чи не найбільше коксохімічне виробництво в ЄС, також входить до міжнародної групи компаній Metinvest, що займаються гірничо-металургійною діяльністю. Це дозволяє виробництву постійно розвиватись, так як група компаній є їх фінансовою основою та базою інноваційних технологій. Завдяки цьому вони працюють не лише по напрацьованих схемах, а й роблять наголос на екології [7].



Схеми установок очистки газу від сірководню: а - вакуум-кар бонатним методом: 1 - абсорбер; 2,9 - насоси; 3 - холодильник-конденсатор; 4 теплообмінник; 5 - підігрівач; 6 - регенератор; 7 - циркуляційний підігрівач ^ - збірник; 10 - холодильник; 11 - вакуум-насос; 12-холодильник; 13 - піч; 14 - котел-утилізатор; б - в процесі "Tioks": 1 - колона; 2 - теплообмінник; 3 - колона для окислення; 4 - ємність; 5 - фільтр; в - розчином етаноламіну: 1 - абсорбер; 2,5 - холодильники; 3,6 - теплообмінники; 4 - регенератор взаємодія сірководню з карбонатом натрію (содою)

Рис. 1.16. Схеми установок очистки газу від сірководню

Схема показує нам принцип очищення коксового газу від некорисних домішок, який застосовується на ПАТ «АКХЗ». На рисунку зображена принципово можлива схема абсорбції на виробництві. Авдіївський коксохімічний завод використовує варіант вакуум карбонатного методу.

### **Висновок до розділу**

Мною було розглянуто дев'ять абсорбційних установок, усі мають різну будову, опираючись на принципи своєї дії. Проаналізувавши принцип дії та будову існуючих абсорбційних установок, я визначив, якими саме з установок користується одне з найсучасніших коксохімічних підприємств. Авдіївський коксохімічний завод поєднує в собі декілька технологій абсорбції, надаючи перевагу вакуум-карбонатному методу. Застосовує у більшості випадків тарілчасті абсорбери.

Окрім дослідження технологій абсорбції, її роботи в теорії та дослідження виробничих потужностей ПАТ «АКХЗ», я зайнявся дослідженням проблеми екології коксохімічних виробництв України, особливо звертав увагу на «АКХЗ». Аналіз показав, що проблема екології широко розповсюджена в Україні. Покращення екологічної ситуації в Україні не спостерігається, навпроти, більшість коксохімічних підприємств мало звертають увагу на проблему екології. Проте, група компаній міжнародного рівня, що об'єднані під назвою «Метінвест», активно впроваджують дії, що впливають на покращення екологічного становища не лише всередині країни, але й за її межами. З програмою покращення екологічного становища ми можемо ознайомитись на їх офіційному сайті.

Порівнявши планові показники екологічності коксохімічних підприємств з фактичними, та, відповідно до затверджених законодавством норм, можу зробити висновок, що екологічною проблемою на підприємствах займаються не охоче. На мою думку, покращити це можливо, впровадивши окремі підрозділи на підприємствах, які б займалися розвитком екологічної програми виробництва. Ці підрозділи мають працювати так само ефективно, як і, наприклад, відділ маркетингу. На жаль, сучасні підприємства вкладають більше коштів у рекламу, і вважають її прямим джерелом прибутку, проте, якщо ми не будемо задумуватись про екологічну ситуацію і втратимо всі ресурси, то потреба у таких виробництвах взагалі зникне.

## РОЗДІЛ 2

# УДОСКОНАЛЕННЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРУ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД АРОМАТИЧНИХ ВУГЛЕВОДНІВ

### 2.1. Розрахунок насадкового абсорберу

#### 2.1.1. Маса поглинаємої речовини і витрати поглинача

Вихідні дані для розрахунків. Розрахувати абсорбер для уловлювання ароматичних вуглеводнів з коксового газу кам'яновугільною оливою за наступних умов:

- 1) продуктивність по газу за нормальних умов  $V_0 = 13,0 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
- 2) концентрація бензольних вуглеводнів в газі за нормальних умов:  
на вході в абсорбер  $y_n = 0,037 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;  
на виході з абсорбера  $y_k = 0,006 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;
- 3) вміст вуглеводнів в поглинювальному маслі, що подається в абсорбер,  
 $x_n = 10 \%$  (мас)
- 4) абсорбція ізотермічна, середня температура потоків в абсорбері  
 $t = 30^\circ\text{C}$ ;
- 5) тиск газу на вході в абсорбер  $P = 0,119 \text{ МПа}$ .

Вихідними даними для розрахунків проекту насадкового абсорбера були дані з офіційного сайту ПАТ «Авдіївського коксохімічного заводу» щодо викидів шкідливих речовин з однієї коксової печі.

Абсорбування бензольних вуглеводнів кам'яновугільною смолою (оливою) з коксового газу є багатокомпонентною абсорбцією. Це процес одночасного поглинання із газу суміші компонентів — бензол, толуол, ксилолу та ін.  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{NO}_3$  і ін. входять до частини коксового газу, яка називається інертною. Не простим є і склад кам'яновугільної оливи, яка сама являє собою суміш ароматичних вуглеводнів (двох- і трьохкільчастих) і гетероциклічних з'єднань з домішками фенолів.

Щоб полегшити процес розрахунків, наведених у цьому підрозділі, суміш газів і абсорбент розглядаються як бінарні, тобто такі, які складаються з

носіїв(інертної частини) та бензольних вуглеводнів.

Для аналізу лінійності рівняння робочої лінії абсорбції, концентраціями компоненту, що розподіляється, виражаються склади фаз, а навантаження по фазах — у витратах інертного носія.

У розрахунках концентрації, які наведені в цьому розділі, виражені у відносних масових долях компоненту, який розподіляється, а навантаження — в масових витратах носіїв.

Швидкості фаз та поверхня масо передачі – це параметри, завдяки яким, в основному, можна визначити геометричні розміри масообмінного колонного апарату.

Основне рівняння масопередачі може стати в нагоді для пошуку коефіцієнту масопередачі:

$$F = \frac{M}{(K_x \cdot \Delta \bar{X}_{cp})} = \frac{M}{(K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp})} \quad (2.1)$$

де  $K_x$ ,  $K_y$  — коефіцієнти масопередачі відповідно по рідкій і газовій фазах, кг/(м<sup>2</sup> · с).

### 2.1.1. Маса речовини, що поглинається, і витрата поглинача

Завдяки рівнянню матеріального балансу можемо знайти показники маси БВ (бензольних вуглеводнів), які у свою чергу переходять з газової суміші (Г) за деяку одиницю часу в поглинач:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n) \quad (2.2)$$

де  $L, G$  — витрати відповідно чистого поглинача і інертної частини газу, кг/с;

$\bar{X}_n, \bar{X}_k$  — початкова і кінцева концентрація бензольних вуглеводнів в поглинювальному маслі, кг БВ/кг М;

$\bar{Y}_n, \bar{Y}_k$  — початкова і кінцева концентрація бензольних вуглеводнів в газі, кг БВ/кг Р.

Виразимо склади фаз, навантаження по газу і рідині у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\bar{Y}_n = \frac{y_n}{(\rho_{0y} - y_n)}; \quad (2.3)$$

$$\bar{X}_n = \frac{x_n}{(100 - x_n)} \quad (2.4)$$

де  $\rho_{0y}$  — середня щільність коксового газу за нормальних умов.

Концентрація бензолних вуглеводнів, яка у процесі розрахунків стане кінцевою, в маслі, що поглинається,  $\bar{X}_k$  обумовлює його витрату (вона ж, впливає на розміри установок, саме десорбера та абсорбера), а також значно впливає на деякі енергетичні витрати, що можна пов'язати з регенерацією рідини і її перекачування. Тому  $\bar{X}_k$  вибирають, зважаючи на оптимальні витрати абсорбера (формула 3). Для коксохімічних виробництв витрату кам'яновугільної оливи, що поглинається,  $L$  прийнято брати в 1,5 рази більше  $L_{min}$  мінімального (формула 4). У цьому випадку кінцеву концентрацію  $\bar{X}_k$  розраховують завдяки рівнянню матеріального балансу, застосовуючи для розрахунку дані по рівновазі:

$$M = L_{min} (\bar{X} y_n^* - \bar{X}_n) = 1,5 L_{min} (\bar{X}_k - \bar{X}_n) \quad (2.5)$$

Звідси:

$$\bar{X}_k = \frac{(\bar{X} y_n^* + 0,5 \bar{X}_n)}{1,5} \quad [\text{кг БУ/кг М}] \quad (2.6)$$

де  $\bar{X} y_n^*$  — концентрація бензолових вуглеводнів в рідині, рівноважна з газом початкового складу.

Витрата інертної частини газу:

$$G = V_0 (1 - y_{ob}) \cdot (\rho_{0y} - y_n) \quad (2.7)$$

де  $y_{ob}$  — об'ємна частка бензолових вуглеводнів в газі, рівна

$$y_{ob} = \frac{y_n V_0}{M_{BY}}, \quad [\text{м}^3 \text{ БУ/м}^3 \text{ Г}] \quad (2.8)$$

$M_{BY}$  — молярна маса бензолових вуглеводнів.

Показник продуктивності абсорбера по компоненту, що поглинається, розраховується за наступною формулою:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) \quad (2.9)$$

Витрата абсорбера (кам'яновугільної оливи) рівна:

$$L = \frac{M}{(\bar{X}_k - \bar{X}_n)} \quad (2.10)$$

Витрату поглиначи питому знаходять за формулою:

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

### 2.1.2. Рухомі сили передачі маси

Рухомі сили можна виразити завдяки одиницям концентрацій, відповідно до рівняння (1), у вигляді газової або рідкої фази. Приймаючи в обох фазах модель ідеального витіснення, то, якщо рівноважна буде лінійною, рушійна сила буде визначатись так:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{(\Delta \bar{Y}_\delta - \Delta \bar{Y}_m)}{\left[ \ln \left( \frac{\Delta \bar{Y}_\delta}{\Delta \bar{Y}_m} \right) \right]} \quad (2.12)$$

Рис. 2.1 та рис. 2.2 графічно описують залежності у формулах (1-7).

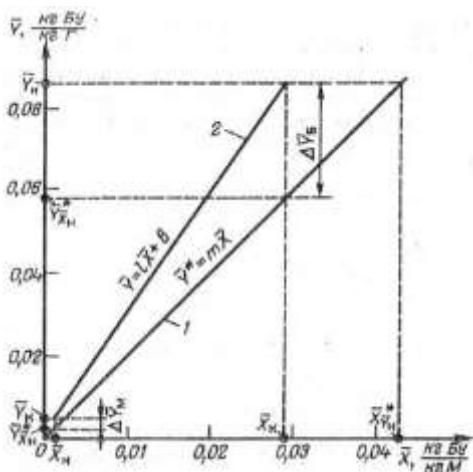


Рис. 2.1. Залежність між вмістом бензолу вуглеводнів в коксовому газі  $\bar{Y}$  і кам'яновугільному маслі  $\bar{X}$  при 30°C:  
1 — рівноважна лінія; 2 — робоча лінія

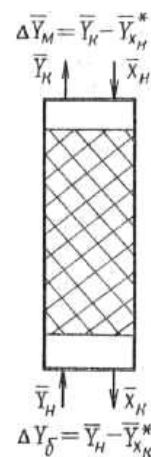


Рис. 2.2. Схема розподілу концентрацій в газовому і рідинному потоках в абсорбері



де  $\Delta\bar{Y}_o$  і  $\Delta\bar{Y}_m$  — велика і мала рушійні сили на вході потоків в абсорбер і на виході з нього, кг БУ/кг Г [8].

У даному випадку:

$$\Delta\bar{Y}_o = \bar{Y}_n - \bar{Y}_{\bar{X}_k}^* ; \quad (2.13)$$

$$\Delta\bar{Y}_m = \bar{Y}_k - \bar{Y}_{\bar{X}_k}^* \quad (2.14)$$

де  $\bar{Y}_{\bar{X}_k}^*$  — рівноважні з концентраціями в рідкій фазі (абсорбери) концентрації бензольних вуглеводнів в газі, на вході в апарат і на виході з нього відповідно:

$$\bar{Y}_{\bar{X}_k}^* = 2 \cdot \bar{X}_K \quad (2.15)$$

$$\bar{Y}_{\bar{X}_n}^* = 2 \cdot \bar{Y}_n \quad (2.16)$$

### 2.1.3. Коефіцієнт передачі маси

Цей коефіцієнт  $K_y$  знаходять, виходячи з рівняння адитивності дифузійних фазових опорів:

$$K_y = \frac{1}{\left( \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)} \quad (2.17)$$

де  $\beta_x$  і  $\beta_y$  — коефіцієнти масовіддачі відповідно в рідкій і газовій фазах, кг/(м<sup>2</sup> · с);

$m$  — коефіцієнт розподілу, кг М/кг Р.

Коефіцієнти масовіддачі потребують для свого розрахунку деяких параметрів. Для їхнього розрахунку треба обрати тип насадки, окрім цього необхідно розрахувати швидкості потоків у поглиначі. Обираючи тип насадки, опираються на наступні міркування:

— по-перше, є конкретні умові проведення реакцій та процесу, а саме: навантаження по парі і рідині, фактична різниця фізичних властивостях систем, механічні домішки в потоках газу та рідини чи їх відсутність, поверхнею контакту фаз, т. д.;

— по-друге, необхідно забезпечити перепади тиску в колоні, проте вони мають бути невеликими, а також інтервал зміни стійкості роботи, до того ж рідина

має перебувати в апараті недовго;

— по-третє, особливу увагу приділяють до апаратурному оформленню — створюють одиничне, або, можливо, таке, яке буде серійно випускатись, як апарат великої чи малої потужності [9].

Низький гідравлічний опір установки, безперервна стійка робота апарату при високих навантаженнях, особливо зі змінами навантажень по газу, а також дешеве обслуговування – все це параметри, які є доволі важливими при виборі насадки у коксохімічній промисловості. Дерев'яна хордова і спіральна металева установки на теперішній час є найвідомішими та найкращими. Різні насадки показані на рис. 2.3. Їхні технічні характеристики приведені в табл. 2.1.

У прикладі обираємо дешевшу насадку — дерев'яну хордову, розміром  $10 \times 100$  мм. Також насадка має крок у світлі 20мм. Питома поверхня насадки  $a = 65$   $\text{м}^2/\text{м}^3$ , вільний об'єм  $\varepsilon = 0,68$   $\text{м}^3/\text{м}^3$ , еквівалентний діаметр  $d_e = 0,042$  м, насипна щільність  $\rho = 145$   $\text{кг}/\text{м}^3$ .

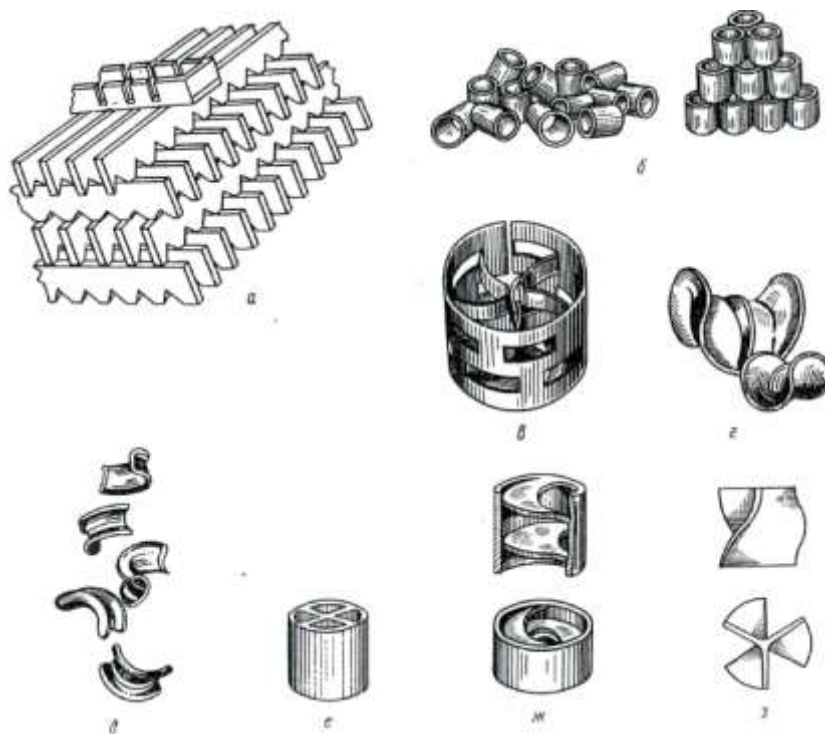


Рис. 2.3. Види насадок

*a* — дерев'яна хордова; *б* — кільця Рашига внавал і з впорядкованим укладанням; *в* — кільце з вирізами і внутрішніми виступами (кільце Палля); *г* — керамічні сідла Берля; *д* — сідла «Інталокс»; *е* — кільце з хрестоподібними

перегородками; ж — кільце з внутрішніми спіралями; э — пропелерна насадка.

Таблиця 2.1.

Характеристики насадок (розміри дані в мм)

	$a, \text{м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d_e, \text{м}$	$\rho, \text{кг}/\text{м}^3$	Число шт в 1
Регулярні насадки					
Дерев'яна хордова					
10	100	0,55	0,022	210	–
20	65	0,68	0,042	145	–
30	48	0,77	0,064	110	–
Керамічні кільця Рашига:					
50×50×5	110	0,735	0,027	650	8 500
80×80×8	80	0,72	0,036	670	2 200
100×100×10	60	0,72	0,048	670	1 050
Неврегульовані насадки					
Керамічні кільця Рашига:					
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700	700 000
15×15×2	330	0,7	0,009	690	220 000
25×25×3	200	0,74	0,015	530	50 000
35×35×4	140	0,78	0,022	530	18 000
50 × 50 × 5	90	0,785	0,035	530	6 000
Сталеві кільця Рашига:					
10×10×0,5	500	0,88	0,007	960	770 000
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660	240 000
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640	55 000
50 × 50 × 1	110	0,95	0,035	430	7 000
Керамічні кільця Палля:					
25×25×3	220	0,74	0,014	610	46 000
35×35×4	165	0,76	0,018	540	18 500
50 × 50 × 5	120	0,78	0,026	520	5 800
60 × 60 × 6	96	0,79	0,033	520	3 350
Сталеві кільця Палля:					
15×15×0,4	380	0,9	0,010	525	230 000
25×25×0,6	235	0,9	0,015	490	52 000
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455	18 200
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415	6 400
Керамічні сідла Берля:					
12,5	460	0,68	0,006	720	570 000
25	260	0,69	0,011	670	78 000
38	165	0,7	0,017	670	30 500
Керамічні сідла					
12,5	625	0,78	0,005	545	730 000
19	335	0,77	0,009	560	229 000
25	255	0,775	0,012	545	84 000
38	195	0,81	0,017	480	25 000
50	118	0,79	0,027	530	9 350

Примітка,  $a$  — питома поверхня;  $\varepsilon$  — вільний об'єм;  $d_e$  — еквівалентний діаметр,  $\rho$  — насипна щільність.

### 2.1.4. Швидкість газу та діаметр абсорберу

Гранична швидкість газу, перевищення якої призводить до заливання абсорберів насадкових, визначається за рівнянням:

$$\lg \left[ \frac{\omega_{np}^2 a}{g \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \left( \frac{\mu_x}{\mu_e} \right)^{0,16} \right] = A - B \left( \frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{\frac{1}{8}} \quad (2.18)$$

де  $\omega_{np}$  — гранична фіктивна швидкість газу, м/с;

$\mu_x, \mu_e$  — в'язкість відповідно поглинача при температурі в абсорбері і води при 20 °С, Па · з;

$A, B$  — коефіцієнти, залежні типу насадки;

$L$  і  $G$  — витрати фаз, кг/с.

Таблиця 2.2

Значення коефіцієнтів А та В

Тип насадки	А	В
Трубчаста	$0,47 + 1,5 \lg (d, / 0,025)$	1,75
Плоскопаралельна хордова	0	1,75
Пакетна	0,062	1,55
Кільця Рашига внавал	- 0,073	1,75
Кільця Палля	- 0,49	1,04
Сідла розміром 25 мм	- 0,33	1,04
Сідла розміром 50 мм	- 0,58	1,04

Перерахуємо щільність газу на умови в абсорбері:

$$\rho_y = \rho_{0y} \frac{T_0}{T_0 - t} \cdot \frac{P}{P_0} \quad (2.19)$$

Гранична швидкість  $\omega_{np}$  визначається за рівнянням (2.19), при цьому треба враховувати те, що витрати фаз у разі змішаних сумішей приблизно рівні витратам фаз інертних [10].

Вибір швидкості потоку газу обумовлюється деякою кількістю чинників. Її шукають шляхом деякого техніко-економічного розрахунку, при цьому окремо для

кожного з процесів, що відбуваються. Коксовий газ має пройти очистку від різних домішок. Це очищення відбувається в декількох послідовних апаратах. Транспортування об'ємів газу через них вимагає дуже високого тиску, як результат, це є дуже затратним в плані енергії. Тому при абсорбуванні бензольних вуглеводнів основним чинником, за допомогою якого можна визначити робочу швидкість, зазвичай виступає гідравлічний опір насадки, що застосовується. Ураховуючи вище сказане, робочу швидкість  $\omega$  вважають рівною 0,3—0,5 від гранично допустимої.

Прийmemo  $\omega = 0,4\omega_{np}$

Діаметр поглинача визначають за допомогою рівняння витрати:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi\omega}} \quad (2.20)$$

де  $V$  — об'ємна витрата газу за умов в абсорбері, м<sup>3</sup>/с.

Вибираємо стандартний діаметр обичайки поглинача  $d_{ст}$ :

$$\omega = 0,4 \cdot \omega \cdot \left( \frac{d}{d_{ст}} \right)^2 \quad (2.21)$$

Нижче приведені стандартні ряди діаметрів колон (у м), прийняті в хімічному виробництві:

у хімічній промисловості — 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0;

у нафтопереробній промисловості — 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

### 2.1.5. Щільність зрошення

Щільність зрошування (швидкість рідини) знаходять за формулою

$$U = \frac{L}{(\rho_x S)} \quad (2.22)$$

де  $S$  — площа поперечного перерізу абсорбера, м<sup>2</sup>.

За умови низької щільності зрошування і неправильної організації руху потоку рідини, змочування поверхні насадки може відбуватись невірно. Проте частина вірно змоченої поверхні насадки не бере участі у процесах передачі мас, враховуючи те, що газ в абсорберах може розподілятися нерівномірно по колоні, або

ж в установках можуть бути застійні зони рідини.

Існує параметр, що називається мінімальною ефективною щільністю зрошування  $U_{min}$ , що вказує на граничну висоту, після якої поверхню насадки можна приймати за змочену достатньо [11]. Для плівкових абсорберів цей параметр розраховується по формулі:

$$U_{min} = \frac{a \cdot \Gamma_{min}}{\rho_x} \quad (2.23)$$

$$\Gamma_{min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \sigma^{3,6} \mu_x^{0,49} \quad (2.24)$$

де  $\Gamma_{min}$  — мінімальна лінійна щільність зрошування, кг/(м · з);

$\sigma$  — поверхневий натяг, мН/м.

У проектуваному поглиначі параметр щільності зрошування  $U$  вище за  $U_{min}$ , тому в даному випадку можна прийняти коефіцієнт змочуваності насадки  $\psi$  рівним 1.

Для насадочних поглиначів параметри мінімальної ефективною щільності зрошування  $U_{min}$  шукають завдяки співвідношенню:

$$U_{min} = a q_{ef} \quad (2.25)$$

де  $q_{ef}$  — ефективна лінійна щільність зрошування, м<sup>2</sup>/с.

Для кілець Рашига розміром 75 мм і хордових насадок з кроком більше 50 мм  $q_{ef} = 0,033 \cdot 10^3$  м<sup>2</sup>/с; для всієї решти насадок  $q_{ef} = 0,022 \cdot 10^3$  м<sup>2</sup>/с.

Коефіцієнт змочування насадки  $\psi$  для кілець Рашига при заповненні колони зазвичай розраховується завдяки простому емпіричному рівнянню:

$$\psi = 0,122 \cdot (U \rho_x)^{\frac{1}{3}} \cdot d_n^{\frac{1}{2}} \cdot \sigma^{-m} \quad (2.26)$$

де  $d_n$  — діаметр насадки;

$$m = 0,133 \cdot d_n^{-0,5}.$$

При поглинанні водою і водними розчинами добре розчинних речовин, а особливо газів, поверхня насадки, що була змочена, значно зменшується. Досягнути повної змочуваності можна лише при набагато вищих значеннях

параметру  $\Gamma$ .

Таким системам характерно те, що значення  $\Gamma_{min}$  можна розрахувати завдяки рівнянню:

$$\frac{\Gamma_{min}}{\mu_x} = A \cdot \text{Re}_y^{0,4} \cdot \left( \frac{\rho_x \Delta \sigma^3}{\mu_x^4 g} \right)^{0,2} \quad (2.27)$$

де коефіцієнт  $A$  повністю залежний від краевого кута змочування і варіюється в межах 0,12—0,17;

$\Delta \sigma$  — різниця між поверхневим натягненням рідини, яка прокачується на зрошування колони, і рідини, що витікає з неї.

Активна поверхня насадки  $\psi_a$  шукається за формулою:

$$\psi = \frac{3600 \cdot U}{a \cdot (p + 3600qU)}, \quad (2.28)$$

де  $p$  і  $q$  — коефіцієнти, які залежать від типу насадки.

З рівняння 17 видно, що не вся змочена поверхня насадки є активною. Дотримуються думки, що поверхня насадки є найбільш активною тоді, коли зрошування може забезпечити необхідне число своїх точок  $n$  на 1 м<sup>2</sup> поперечного перетину колони апарату. Це число точок зрошування і є визначальним параметром при виборі типу розподільного пристрою.

### 2.1.6. Коефіцієнт масовіддачі

Для регулярних насадок (до яких відноситься і дерев'яна хордова) коефіцієнт масовіддачі газової фази  $\beta_y$  розраховується за рівнянням:

$$Nu'_y = 0,167 \cdot \text{Re}_y^{0,74} \cdot \text{Pr}_y^{0,33} \cdot \left( \frac{l}{d_e} \right)^{-0,47} \quad (2.29)$$

де  $Nu'_y = \frac{\beta_y d_e}{D_y}$  — дифузійний критерій Нуссельта для газової фази.

Відповідно до цього,  $\beta_y$ , (у м/с) рівний:

$$\beta_y = 0,167 \cdot \left( \frac{D_y}{d_e} \right) \cdot \text{Re}_y^{0,74} \cdot \text{Pr}_y^{0,33} \cdot \left( \frac{l}{d_e} \right)^{-0,47} \quad (2.30)$$

де  $D_y$  — виступає середнім коефіцієнтом дифузії бензолових вуглеводнів в газовій фазі, м<sup>2</sup>/с;

$Re_y = \frac{\omega d_e \rho_y}{(\xi \mu_y)}$  — критерій Рейнольдса для газової фази в насадці;

$Pr'_y = \frac{\mu_y}{(\rho_y D_y)}$  — дифузійний критерій Прандтля для газової фази;

$\mu_y$  — в'язкість газу, Па · з;

$l$  — висота елемента насадки, м.

Для колон з неврегульованою насадкою коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y$  розраховується за рівнянням:

$$Nu'_y = 0,407 \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y'^{0,33} \quad (2.31)$$

Коефіцієнт дифузії бензольних вуглеводнів в газі можна знайти по рівнянню:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{\frac{3}{2}}}{P \left( v_{BY}^{\frac{1}{3}} + v_G^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_{BY}} + \frac{1}{M_G}} \quad (2.32)$$

де  $v_{BY}, v_G$  — молярні об'єми бензольних вуглеводнів і коксового газу в рідкому стані за стандартної температури кипіння, см<sup>3</sup>/моль;

$M_{BY}, M_G$  — молярні маси бензолових вуглеводнів і коксового газу відповідно, кг/моль.

Виразимо  $\beta_y$  у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_y = \beta_y \cdot (\rho_y - \gamma_{cp}), \text{ [кг/(м}^2 \cdot \text{с)]} \quad (2.33)$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі зазвичай розраховується з узагальненого рівняння:

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x'^{0,5} \quad (2.34)$$

де  $Nu'_x = \frac{\beta_x \delta_{np}}{D_x}$  — дифузійний критерій Нуссельта для рідкої фази.

Звідси  $\beta_x$  (у м/с) рівний:

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \left( \frac{D_x}{\delta_{np}} \right) \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x'^{0,5} \quad (2.35)$$

де  $D_x$  — середній коефіцієнт дифузії бензольних вуглеводнів в кам'яновугільній оливі, м<sup>2</sup>/с;



$\delta_{np} = \left[ \frac{\mu_x^2}{(\rho_x^2 g)} \right]^{\frac{1}{3}}$  — приведена товщина стікаючої плівки рідини, м;

$Re_x = \frac{4U\rho_x}{(a\mu_x)}$  — модифікований критерій Рейнольдса для стікаючої плівки

рідини;

$Pr'_x = \frac{\mu_x}{(\rho_x D_x)}$  — дифузійний критерій Прандтля для рідини.

Коефіцієнт дифузії у розбавлених розчинах  $D_x$  може бути точно розрахований за рівнянням:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} (\beta M)^{0,5} \cdot \frac{T}{(\mu_x \nu_{BY}^{0,6})} \quad (2.36)$$

де  $M$  — молярна маса кам'яновугільного масла, кг/кмоль;

$T$  — температура масла, К;

$\mu_x$  — в'язкість масла, мПа·с;

$\nu_{BY}$  — молярний об'єм бензолових вуглеводнів, см<sup>3</sup>/моль;

$\beta$  — параметр, що враховує асоціацію молекул.

Виразимо  $\beta_x$  у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_x = \beta_x \cdot (\rho_x - c_{xcp}) \quad (2.37)$$

де  $c_{xcp}$  — середня об'ємна концентрація бензолових вуглеводнів в поглиначі (г БУ)/(м<sup>3</sup>·см).

### 2.1.7. Поверхня масопередачі та висота абсорберу

Поверхню передачі мас у поглиначі прийнято рахувати за рівнянням (2.1).

Висоту насадки, яка необхідна для утворення поверхні передачі мас, знаходимо за формулою:

$$H = \frac{F}{(0,785ad^2\psi_a)} \quad (2.38)$$

Зазвичай висота скрубєрів є не більшою ніж 40—50 м, том при виконанні процесів абсорбції вище 40—50 м оберемо послідовно сполучені скрубєри, у яких висота насадки буде рівна 36м. Заради уникнення навантажень на нижні яруси установки її складають в колоні рівнями по 20 — 25 штук в кожному. Кожен ярус

розміщують на окремі незалежні підтримуючі опори. Відстань між ярусами насадки зазвичай близько 0,3 — 0,5 м.

Уявімо, що число ґрат рівне 25 на кожному з рівнів, відстань між ярусами становитиме 0,3м. Тоді можна визначити висоту частини апарата, де знаходиться насадка:

$$H_H = H + 0,3 \cdot \left( \frac{H}{(0,25 \cdot l) - 1} \right) \quad (2.39)$$

Рівномірне розділення газу по поперечному перетину колони дозволяє визначати відстань між низом установки  $Z_H$ , а також самою насадкою. визначається необхідністю рівномірного розподілу газу по поперечному перетину колони. Часто встановлюють каплевідбійні пристрої, котрі запобігають віднесенню бризок з колони. Вони встановлюються у просторі для сепарації. Будемо вважати, що ці відстані відповідно 1,4 і 2,5 м. Висота одного абсорбера:

$$H_A = H_H + Z_B + Z_H \quad (2.40)$$

### 2.1.8. Гідравлічний опір

Гідравлічний опір  $\Delta P$  впливає на витрати енергії, яка направляється на транспортування потоку газів через установку. Його величину розраховують, виходячи з формули:

$$\Delta P = \Delta P_C \cdot 10^{bU} \quad (2.41)$$

де  $\Delta P_C$  — гідравлічний опір сухої насадки, Па;

$U$  — щільність зрошування,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $b$  — коефіцієнт

Таблиця 2.3

Дані для розрахунків

Насадка	B	Насадка	b
Кільця Рашига в укладання:		Кольця Палля (50 мм)	126
50 мм	173	Блоки керамические	151
80 мм	144	Сідла «Інталокс»:	
100 мм	119	25 мм	33
Кільця Рашига внавал :		50 мм	28
25 мм	184	Сідла Берля (25 мм)	30
50 мм	169		

Ту саму формулу ми можемо використовувати для розрахунку опору рідини сухої насадки  $\Delta P_C$  :

$$\Delta P_C = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \rho_y \quad (2.42)$$

де  $\lambda$  — коефіцієнт опору.

А для дерев'яної хордової насадки:

$$\lambda = \frac{6,64}{\text{Re}_y^{0,375}} \quad (2.43)$$

$\omega_0 = \frac{\omega}{\varepsilon}$  — швидкість газу у вільному перетині насадки (у м/с).

Вважається, що коефіцієнт опору безладних насадок, рекомендується розраховувати по рівнянню:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}_y} + 2,34 \quad (2.44)$$

Також існує формула для розрахунку коефіцієнту опору насипаних без певного порядку насадок, що мають форму кільця:

- при ламінарному русі (за умови, що коефіцієнт Рейнольдса  $< 40$ )

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_y} \quad (2.46)$$

- при турбулентному русі рідини (коефіцієнт Рейнольдса  $> 40$ )

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_y^{0,2}} \quad (2.47)$$

Коефіцієнт опору регулярних насадок можна визначити за рівнянням:

$$\lambda = \lambda_{TP} + \xi \cdot \frac{d_e}{l} \quad (2.48)$$

де  $\lambda_{TP}$  — коефіцієнт опору тертю;

$\xi$  — коефіцієнт місцевого опору:

Відповідно до формули (2.48), розрахуємо коефіцієнт місцевого опору згідно із завданням дипломної роботи:

$$\xi = \frac{4,2}{\varepsilon^2} - \frac{8,1}{\varepsilon} + 3,9 \quad (2.49)$$

Далі розраховуємо гідравлічний опір для зрошуваної насадки  $\Delta P$ :

$$\Delta P = 789 \cdot 10^{119} \cdot 0,00137 = 1148 \text{ Па}$$

Загальний опір системи абсорбційних установок визначається, враховуючи гідравлічний опір газопроводів, які сполучаються з ними [12].

## 2.2. Результати обчислення удосконаленого абсорберу для очищення атмосферного повітря коксохімічних підприємств

Відповідно до теоретичної складової цього розділу, проведемо обчислення завдання дипломної роботи, які зазначені нижче [13].

2.1.1. Маса речовини, що поглинається, і витрата поглинача

$$\bar{Y}_n = \frac{0,037}{(0,44 - 0,037)} = 0,092; \text{ (кг БУ/кг Г)}$$

$$\bar{Y}_k = \frac{0,009}{(0,44 - 0,009)} = 0,0208; \text{ (кг БУ/кг Г)}$$

$$\bar{X}_n = \frac{0,1}{(100 - 0,1)} = 0,001; \text{ (кг БУ/кг М)}$$

$$\bar{X}_k = \frac{(0,0238 + 0,5 \cdot 0,001)}{1,5} = 0,0162; \text{ (кг БУ/кг М)}$$

$$\bar{Y}_{об} = \frac{0,037 \cdot 22,4}{83} = 0,0098; \text{ (м}^3 \text{ БУ/м}^3 \text{ Г)}$$

$$G = 13,0 \cdot (1 - 0,0098) \cdot (0,44 - 0,037) = 5,43; \text{ кг/с}$$

$$M = 5,43 \cdot (0,092 - 0,0208) = 0,61; \text{ кг/с}$$

$$L = \frac{0,61}{(0,0162 - 0,001)} = 14,47; \text{ кг/с}$$

$$l = \frac{14,47}{5,43} = 2,67, \text{ кг/кг}$$

2.1.2. Рушійна сила масопередачі

$$\Delta \bar{Y}_o = 0,092 - 0,0324 = 0,0566; \text{ (кг БУ/кг Г)}$$

$$\Delta \bar{Y}_m = 0,0208 - 0,0020 = 0,0188; \text{ (кг БУ/кг Г)}$$

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{0,0566 - 0,0188}{\left[ \ln \left( \frac{0,0566}{0,0188} \right) \right]} = 0,009. \text{ (кг БУ/кг Г)}$$

### 2.1.3. Коефіцієнт масопередачі

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}\right)}$$

### 2.1.4. Швидкість газу і діаметр абсорбера

$$\rho_y = 0,44 \frac{273}{273 + 30} \cdot \frac{1,19 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 0,4657$$

$$\rho_x = 1001,5 \cdot \frac{273}{303} \cdot \frac{1,19 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 1060$$

$$\omega_{np} = 3,85 \text{ м/с}$$

$$\omega = 0,4 \cdot \omega_{np} = 0,4 \cdot 3,85 = 1,54 \text{ (м/с)}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,0 \cdot \frac{273 + 30}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 1,54}} = 3,19 \text{ (м)}$$

$$\omega = 1,54 \left(\frac{3,19}{3,2}\right)^2 = 1,52 \text{ (м/с)}$$

### 2.1.5. Щільність зрошування і активна поверхня насадки

$$U = \frac{14,47}{(1060 \cdot 0,785 \cdot 3,8^2)} = 17 \cdot 10^{-4}, \text{ (м}^3\text{/(м}^2\text{·с))}$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 3,2}{4} = 8,0384$$

Для кілець Рашига розміром 75 мм і хордових насадок з кроком більше 50 мм  $q_{ef} = 0,033 \cdot 10^3 \text{ м}^2\text{/с}$ .

Для насадочних абсорберів мінімальна ефективна щільність зрошування рівна:

$$U_{\min} = 65 \cdot 0,033 \cdot 10^{-3} = 1,43 \cdot 10^{-3}, \text{ (м}^3\text{/(м}^2\text{·с))}$$

$$\psi_a = \frac{3600 \cdot 17 \cdot 10^{-4}}{65(0,078 + 3600 \cdot 0,0146 \cdot 17 \cdot 10^{-4})} = 0,97$$

### 2.1.6. Розрахунок коефіцієнтів масовіддачі

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 303^{3/2}}{0,119 \left( 96^{1/3} + 21,6^{1/3} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{83} + \frac{1}{10,5}} = 1,17 \cdot 10^{-5} \text{ (м}^2/\text{с)}$$

$$\text{Re}_y = \frac{(1,52 \cdot 0,042 \cdot 0,4657)}{(0,68 \cdot 0,0127 \cdot 10^{-3})} = 3443$$

$$\text{Pr}'_y = \frac{(0,0127 \cdot 10^{-3})}{(0,4657 \cdot 1,17 \cdot 10^{-5})} = 2,33$$

$$\beta_y = 0,167 \frac{1,17 \cdot 10^{-5}}{0,042} \cdot 3443^{0,74} \cdot 2,33^{0,33} \cdot \left( \frac{0,1}{0,042} \right)^{-0,47} = 0,0169$$

Виразимо  $\beta_y$  у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_y = 0,0174 \cdot (0,4657 - 0,0185) = 0,00755, \text{ (кг/(м}^2 \cdot \text{с))}$$

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (1 \cdot 170)^{0,5} 303}{16,5 \cdot 96^{0,6}} = 1,15 \cdot 10^{-10}, \text{ (м}^2/\text{с)}$$

$$\delta_{np} = \left[ \frac{(16,5 \cdot 10^{-3})^2}{(1060^2 \cdot 9,8)} \right]^{1/3} = 2,91 \cdot 10^{-4}, \text{ (м)}$$

$$\text{Re}_x = \frac{4 \cdot 17 \cdot 10^{-4} \cdot 1060}{65 \cdot 16,5 \cdot 10^{-3}} = 6,72;$$

$$\text{Pr}'_x = \frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{1060 \cdot 1,15 \cdot 10^{-10}} = 1,35 \cdot 10^5;$$

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{1,15 \cdot 10^{-10}}{2,91 \cdot 10^{-4}} \cdot 6,72^{0,75} \cdot (1,35 \cdot 10^5)^{0,5} = 1,27 \cdot 10^{-6}, \text{ (м/с)}$$

Виразимо  $\beta_x$  у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_x = 1,27 \cdot 10^{-6} (1060 - 16,2) = 1,33 \cdot 10^{-3}, \text{ (кг/(м}^2 \cdot \text{с))}$$

$$K_y = \frac{1}{\left( \frac{1}{0,00755} + \frac{2}{1,33 \cdot 10^{-3}} \right)} = 6,11 \cdot 10^{-4}, \text{ (кг/(м}^2 \cdot \text{с))}$$

### 2.1.7. Поверхня масопередачі і висота абсорбера

$$F = \frac{0,22}{6,11 \cdot 10^{-4} \cdot 0,009} = 0,4 \cdot 10^5, \text{ (м}^2\text{)}$$

$$H = \frac{0,4 \cdot 10^5}{(0,785 \cdot 65 \cdot 3,8^2 \cdot 0,97)} = 79, \text{ (м)}$$

Візьмемо 3 штуки по 26 метрів  $H = 78 \text{ м}$

$$H_n = 26 + 0,3 \frac{26}{25 \cdot 0,1 - 1} = 29, \text{ (м)}$$

$$H_a = 29 + 1,4 + 2,5 = 32,9, \text{ (м)}$$

### 2.1.8. Гідрравлічний опір абсорберів

$$\omega_0 = \frac{\omega}{0,68 \cdot \varepsilon}$$

$$\lambda = \frac{6,64}{3876^{0,375}} = 0,3$$

$$\Delta P_c = 0,3 \frac{396}{0,042} \frac{\left(\frac{1,21}{0,68}\right)^2 \cdot 0,464}{2} = 2075 \text{ (Па)}$$

### **Висновок до розділу**

Проаналізувавши результати розрахунків насадкового абсорберу, можна зробити висновок про дифузійний опір перенесення маси. У даному процесі він зосереджений у рідкій фазі. Це допомагає пришвидшити процес абсорбції, так як росте швидкість рідини.

Це досягається шляхом зменшення діаметру установки або збільшення витрат сорбенту. Проте ці процеси також мають наслідки. У разі збільшення витрат сорбенту, значно може зрости навантаження на систему відновлення речовини, що абсорбує. Це пов'язано із тим, що при збільшенні швидкості речовини, зростуть і енергетичні та капітальні витрати (набагато зростуть витрати пару, також треба буде замінити теплообмінну апаратуру на ту, що має більшу площу перерізу). Якщо ж зменшити діаметр абсорбера, то швидкість газу збільшиться, проте, це призведе до підвищення гідрравлічного опору установки відповідно.

Результати розрахунку установки, що зображено у таблиці 2.4, пораховані

при робочій швидкості газу  $\omega = 2,15$  м/с, така швидкість майже у два рази вища ніж та, що прийнята раніше.

Таблиця 2.4

Результати розрахунку

Параметр	$\omega = 1,52$ м/с	$\omega = 2,15$ м/с
$U, \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	0,0017	0,00252
$\beta_x \text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	$1,33 \cdot 10^{-3}$	0,00178
$\beta_y \text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	0,00755	0,01
$R_y \text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	0,000509	0,00082
$F, \text{м}^2$	40 000	61900
$d, \text{м}$	3,2	2,8
$H, \text{м}$	78	163
$\Delta P, \text{Па}$	1077	4920
Число абсорберів	3	5

Ознайомившись з розрахунками, можна відзначити, що зростання інтенсивності процесу призводить до конструктивних змін апарату. Значно має зменшитись діаметр колони, при цьому висота насадки має вирости. Значно зростає і гідравлічний опір.

Розрахунок проводився, не враховуючи вплив на основні розміри установки деякої кількості явищ (наприклад, нерівномірно розподілена по поперечному перерізу рідина при зрошуванні, низька ізотермічність або неізотермічність процесу, та ін..). За деяких умов ці явища можуть принести до розрахунку деякі помилки. Самі явища проявляють себе по різному на різних апаратах, з використанням різних насадок.



## РОЗДІЛ 3

### ВПЛИВ ДІЯЛЬНОСТІ ПІДПРИЄМСТВА НА БЕЗПЕКУ ТА ЖИТТЄДІЯЛЬНІСТЬ ПРАЦІВНИКІВ

#### **3.1. Небезпечні та шкідливі виробничі фактори, що діють на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу»**

Підприємства коксохімічної обробки напряму пов'язані з безпосереднім впливом на робітників несприятливих умов. Нерозривний зв'язок між собою мають небезпечні та шкідливі виробничі фактори. Такі фактори здатні, після короткочасного або ж довготривалого впливу, призвести до погіршення стану здоров'я працівника, або ж до травми. З такими небезпечними умовами праці на виробництві нерідко відбуваються нещасні випадки, особливо, якщо працівники не дотримуються правил безпеки [17].

Ці фактори здатні значно знизити працездатність працівника, впливаючи на нього. Також вони нерідко є джерелами захворювань, котрі часто кличуть професійними хворобами. Також варто зазначити, що деякі несприятливі фактори здатні поєднуватись між собою. Наприклад, у приміщенні з підвищеною вологістю, працівник має шанс захворіти на хворобу дихальної системи. Проте, якщо він працює в цій же кімнаті з електричним струмом, то його робота стає занадто небезпечною.

Кожен з факторів матиме різне походження, незалежно від підприємства. Часто керівництво винне в несприятливих умовах праці. Цьому питанню необхідно приділити особливу увагу.

Проте, більша частина небезпечних факторів, все ж таки, має природне походження. ГОСТ поділяє всі шкідливі фактори на такі групи:

- хімічні;
- фізичні;
- біологічні;
- психофізіологічні [18].

На «Авдіївському коксохімічному заводі» [7] найнебезпечнішою з усіх груп є хімічні фактори, а вже потім фізичні та психофізіологічні.

Ця група факторів ділиться за наступними категоріями:

1. За впливом на організм людини такі фактори поділяють:

- токсичні
- дратівливі
- канцерогенні
- ті, що здатні викликати алергічні реакції
- мутагенні
- ті, що впливають на репродуктивну функцію.

2. За способом надходження в організм:

- через ШКТ;
- через дихальну систему;
- через шкіру та слизові оболонки.

Ці шкідливі фактори здатні впливати на організм різною мірою, саме тому їх поділяють на групи:

- надзвичайно небезпечних;
- небезпечних високою мірою;
- помірнонебезпечних;
- мало небезпечних.

### **3.2. Технічні та організаційні заходи зменшення рівня впливу небезпечних та шкідливих виробничих факторів на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу»**

На «Авдіївському коксохімічному заводі» небезпечними є саме хімічні фактори. Коксохімічне виробництво для охорони праці означає лише те, що частка небезпечних викидів в атмосферу перевищує можливі норми. Найнебезпечнішими є викиди оксиду азоту, що можуть призвести до подразнень слизових оболонок, а також викиди чадного газу, що призводять до отруєнь та в цілому негативно діють на організм людини.

На робочому місці лабораторії на ПАТ «АКХЗ» дотримання правил техніки безпеки є основною вимогою роботи. Працівники працюють у віддалених від основного виробництва кімнатах, одягнені при цьому у спецодяг. Також прямо на підприємстві є медперсонал, що може надати домедичну допомогу постраждалим працівникам у разі необхідності.

### **3.3. Забезпечення пожежної та вибухової безпеки на робочому місці абсорбційної лабораторії «Авдіївського коксохімічного заводу»**

Кожне з робочих місць обладнане датчиками диму, а також пожежними вогнегасниками, на випадок загоряння. На підприємстві є вогнегасники різних типів, так як виробничі приміщення, як і лабораторні, включають в собі поєднання механічних установок з електричними. Неподалік від «АКХЗ» знаходиться чергова пожежна частина, що здатна швидко зреагувати на виклик.

Установки при цьому обладнані сучасними системами пожежогасіння, окрім цього вони здатні припинити роботу у разі виникнення небезпечної непередбачуваної ситуації.

## ВИСНОВКИ

У ході роботи мною було розглянуто підприємство групи «Метінвест» ПАТ «Авдіївський коксохімічний завод». Головним процесом, що був розглянутий мною, було абсорбційне очищення коксового газу від ароматичних вуглеводнів.

Ця проблема є досить актуальною, так як саме по собі будь-яке коксохімічне підприємство з давніх пір є досить значущим джерелом ароматичних вуглеводнів. Окрім цього, сам по собі процес є не досить чистим з екологічної точки зору, тому на його розглядання одночасно впливають два фактори.

Кам'яновугільна смола є досить добрим джерелом ароматичних вуглеводнів, проте для кращого їх уловлювання потрібно постійно покращувати абсорбери, не забуваючи про доцільність цього процесу, а також про екологію.

Екологія була однією з найважливіших точок опори при формуванні дипломної роботи, так як, проаналізувавши українські коксохімічні підприємства, а, особливо, провівши аналіз ПАТ «АКХЗ», було виявлено, що з кожним роком підприємство посилює шкідливі викиди в атмосферу.

Нормативними актами визначено та встановлено норми на викиди, проте вже через 2 роки підприємство перестане їм відповідати, перевищивши деякі встановлені норми, в особливості викиди оксиду сірки. Встановлені також і планові показники, які перевищені підприємством уже у декілька разів.

Практичною частиною дипломної роботи було ураховано екологічну проблему, а також проблему великих затрат енергії та було розраховано оптимальну насадку для установки, котра теоретично задовольняє всі норми. Вона дозволяє у два-два з половиною рази пришвидшити потік газу через абсорбер, зважаючи на конструктивні зміни, які потрібно буде внести, підвищивши при цьому вихід продукту за годину. У цього процесу є і інша сторона, він є більше енергозатратним, якщо порівнювати його зі старими зразками насадок для абсорберів. Самі по собі насадки є досить екологічними та безпечними у використанні, не поступаючись у цьому більш старим.

Почати застосовувати нові насадки можливо не на всіх абсорберах, задля порівняння виходу продукту та порівняння затрат енергії на їх роботу.

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Основи рідинної екстракції / Под ред. Г. Я. Ягодина. - М.: Хімія, 1981. - 399 с.
2. Трейбал У. Рідинна екстракція / У. Трейбал: [Пер. з англ.] - М.: Хімія, 1966. - 724 с.
3. Каган С.З., аеровіт М.Е., Волкова Т.С., Труханів В.Г. // ЖПХ. Т. 37 - № 1. - 1964. - С. 58-65.
4. Довідник по розчинності. Т.1 - М.: Хімія, 1968. - 2097 с.
5. Павлов К. Ф. Приклади і задачі за курсом про цессов і апаратів хімічної технології / К. Ф. Павлов, П. Г. Романків, А. А. Носков. - Л.: Хімія, 1987. - 575 с.
6. Основні процеси та апарати хімічної технології: Посібник з проектування / під ред. Ю.М. Дитнерській. - 2-е вид. - М.: Хімія, 1992. - 496 с.
7. Офіційний сайт ПАТ «Авдіївський коксохімічний завод» [Електронний ресурс] - режим доступу: <https://akhz.metinvestholding.com/ua>
8. Гельперин Н. И. Основные процеси і апарати хімічної технології. У двох книгах. - М.: Хімія, 1981 - 812 з.
9. Скобло А. И., Трегубова И. А., Молоканов Ю. К. Процеси і апарати нафтопереробної і нафтохімічної промисловості. - М.: Хімія, 1982 - 584 з.
10. Касаткин А. Г. Основные процеси і апарати хімічної технології. - М.: Хімія, 1973 - 752 з.
11. Дитнерский Ю. И. Процеси і апарати хімічної технології: підручник для вузів. Изд. 2-ое. В 2-юшок кн. Частина 2. Массообменные процеси і апарати. - М.: Хімія, 1995 - 368 з.
12. Стаття «Абсорбционно-біохімічні установки для очищення вентиляційного повітря в місцях застосування смол, клеїв, лакофарбних матеріалів і іншої органіки». Шаповалов Ю. П., УП «Промислові екологічні системи», м. Мінськ.
13. Стаття «Абсорбционно-біохімічні установки для очищення вентиляційних викидів цехів по виробництву композиційних матеріалів з деревини»
14. Шаповалов Ю. П., УП «Промислові екологічні системи», м. Мінськ.

15. «Расчет тарельчатых абсорбционных колонн» под ред. В. А. Иванова, Москва, 1985.
16. К.Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии». Л., «Химия», 1976г.
17. Винокурові Л.Е. та ін. Основи охорони праці: Підручник. – К., 2001.
18. Севастьяновым., Штефанов Б. И. Охрана труда. — М., 1990.