

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД  
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ  
УНІВЕРСИТЕТ»

## МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ  
З КУРСУ «ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ»  
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІІІ-ІV КУРСІВ УСІХ СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ І ФОРМ  
НАВЧАННЯ «РОЗРАХУВАТИ АБСОРБЦІЙНУ УСТАНОВКУ ДЛЯ  
ОДЕРЖАННЯ АМІАЧНОЇ ВОДИ З ГАЗОВОЇ СУМІШІ. СПРОЕКТУВАТИ  
НАСАДКОВИЙ АБСОРБЕР»

Затверджено  
на засіданні кафедри процесів  
та апаратів хімічної технології.  
Протокол №10 від 30.05.2009.

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології”. Розділ «Абсорбція» для студентів III-V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: О.О. Тертишний, С.О. Опарін, П.В. Рябік. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2010. – 45 с.

Укладачі: О.О. Тертишний, канд. техн. наук  
С.О. Опарін, канд. техн. наук  
П.В. Рябік, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск П.Г. Сорока, доктор техн. наук

В методичних вказівках на прикладі розрахунку абсорбційної установки для одержання аміачної води з газової суміші, розглянуто особливості процесу абсорбції у випадку, коли він не підкоряється закону Генрі і супроводжується значним тепловиділенням. Звернуто увагу на особливості конструктивного розрахунку насадкового абсорбера.

#### Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з курсу  
“Основні процеси та апарати хімічної технології”. Розділ «Абсорбція»

Укладачі: ТЕРТИШНИЙ Олег Олександрович  
ОПАРІН Сергій Олександрович  
РЯБІК Павло Васильович

Редактор Л.М. Тонкошкур  
Коректор Л.Я. Гоцуцова

Підписано до друку 21.06.10. Формат 60×84 <sup>1</sup>/<sub>16</sub>. Папір ксерокс. Друк різнограф.  
Ум.–друк. арк. 2,04. Обл.-вид. арк. 2,11. Тираж 70 прим. Зам. № 164.  
Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

---

ДВНЗ УДХТУ, 49005, Дніпропетровськ-5, пр. Гагаріна, 8.

---

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

## ЗАВДАННЯ НА ПРОЕКТУВАННЯ

Розрахувати абсорбційну установку для одержання аміачної води із вмістом аміаку 25 мас.% шляхом вилучення аміаку водою із реакційної суміші, яка надходить з установки синтезу.

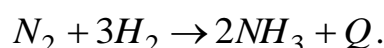
Вихідні дані для проектування:

- витрата реакційної суміші,  $V_0 = 12000 \text{ м}^3/\text{год}$ ;
- склад реакційної суміші,  $y_i$ , об. %;
- $y_{\text{H}_2}=47,1$ ;  $y_{\text{Ar}}= 4,5$ ;  $y_{\text{N}_2}=21,5$ ;  $y_{\text{CH}_4}=10,9$ ;  $y_{\text{NH}_3}=16,0$ ;
- абсорбент – хімічно очищена вода з початковою температурою  $t_{\text{п}}= 10^{\circ}\text{C}$ ;
- ступінь вилучення аміаку,  $C_{\text{с}}=0,90$ ;
- робочий тиск в абсорбері,  $\Pi = 0,5 \text{ МПа}$ ;
- основний апарат, який проектується – насадковий абсорбер.

## ВСТУП

Відповідно до завдання, необхідно виконати розрахунки абсорбційної установки для вилучення аміаку із азото-водневої суміші з одержанням в якості кінцевого продукту аміачної води. Таким чином, у процесі розглядаються чотири середовища: аміак, азото-воднева суміш, вода та аміачна вода.

Аміак одержують із азоту і водню в результаті каталітичної реакції при підвищеному тиску і температурі.



Реакція зворотна. При одноразовому проходженні реакційної суміші через каталізатор ступінь перетворення складає 15 ÷ 25% від рівноважної концентрації [1, 2]. Тому в промислових умовах утворений аміак вилучають, а газ, що не прореагував, повертають знов у колону синтезу разом із свіжою порцією азото-водневої реакційної суміші. В залежності від робочого тиску процесу аміак вилучають або в процесі зрідження з наступною сепарацією, або вимиванням водою в абсорберах. Близько 10% аміаку одержують із коксового газу.

Аміак, як товарний продукт випускається в зрідженому стані під тиском, або у вигляді аміачної води.

Аміак безбарвний газ з різким запахом, температура кипіння при атмосферному тиску,  $t_{\text{кип}} = - 33,35^{\circ}\text{C}$ ; середня теплоємність у газовому стані,  $c_p = 35,63 \text{ Дж/моль}\cdot\text{K}$ ; добре розчиняється у воді; диференційна теплота розчинення  $q_d = 2070 \text{ кДж/кг}$  [2, 3].

Аміак сильно подразнює слизисті оболонки. При гострому отруєнні пошкоджуються очі, дихальні шляхи, слух, органи травлення. Рідкий аміак викликає сильні опіки. Гранично допустима концентрація – ГДК = 20 мг/м<sup>3</sup>. Аміак застосовують у виробництві  $\text{HNO}_3$ ;  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ;  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ;  $(\text{NH}_4)\text{SO}_4$ ; амофосу, уротропіну; в якості рідкого добрива.

Вода, яка використовується в даному процесі має природне походження, але попередньо хімічно очищається та охолоджується. При цьому її температура знижується до  $5 \div 10^{\circ}\text{C}$ . Середня теплоємність води в інтервалі температур  $0 \div 100^{\circ}\text{C}$ ,  $c_p = 4,19 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$ . Густина води змінюється, відповідно, від  $1000 \text{ кг/м}^3$  до  $958 \text{ кг/м}^3$ . В'язкість зменшується від  $1,79 \text{ мПа}\cdot\text{с}$  до  $0,284 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ .

Вода присутня в складі багатьох товарних продуктів, є одним із реагентів, являється ефективним теплоносієм і добрим абсорбентом.

Азото-водневу суміш для синтезу аміаку одержують у результаті змішування водню з повітрям у необхідному співвідношенні. Водень надходить з установок конверсії метану після його очищення від вуглекислого газу.

Азото-воднева суміш в абсорбційному процесі одержання аміачної води розглядається, як інертний газ-носіє. Необхідні для розрахунків фізико-хімічні властивості інертного газу визначаються відповідно до встановленого складу і властивостей індивідуальних компонентів.

Аміачну воду одержують абсорбцією аміаку водою в барботажних або насадкових абсорберах з концентрацією  $25 \text{ мас. \%}$ . Крім цього аміачну воду одержують із сирого коксового газу. Спочатку утворюється слабка або скруберна аміачна вода, яка після дистиляції з водяною парою і дефлегмації укріплюється до  $18 \div 18,5 \text{ мас. \%}$ . Зберігають та транспортують аміачну воду в сталевих цистернах, баках або скляних бутелях.

Аміачна вода прозора, інколи з жовтуватим відтінком та різким запахом. Густина  $18 \div 25\%$  розчину коливається в межах  $930 \div 910 \text{ кг/м}^3$  при  $15^{\circ}\text{C}$ .

Аміачну воду застосовують у виробництві барвників, соди, у електролітичному виробництві марганцю, як добриво, для амонізації кормів у тваринництві.

## 1. ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

Абсорбція – процес поглинання газу або пари (абсорбтиву) рідкими поглиначами (абсорбентами). Зворотній процес виділення газу із одержаного розчину називається десорбцією.

При фізичній абсорбції абсорбтив хімічно не взаємодіє з абсорбентом. Якщо в процесі абсорбції утворюються хімічні сполуки, то маємо хемосорбцію.

Об'єднання в одній технологічній схемі процесів абсорбції і десорбції дозволяє виділяти газові або парові компоненти у чистому вигляді.

У даному випадку десорбція не потрібна тому, що цільовим продуктом є аміачна вода.

### *1.1. Теоретичні основи процесів абсорбції*

1.1.1. Міжфазова рівновага процесу абсорбції. Розчинність газів у рідинах залежить від властивостей абсорбента та абсорбтиву, від температури і парціального тиску газового компонента над розчином і характеризується

законом Генрі, згідно з яким рівноважний парціальний тиск компонента  $p^*$  пропорціональний мольній частці газу в розчині  $x$ , кмоль А./кмоль (А+В).

$$p^* = E \cdot x, \quad (1.1)$$

де  $E$  – константа Генрі, яка має розмірність тиску.

Закон Генрі справедливий для ідеальних і малорозчинних газів. Розчинність багатьох газів відхиляється від закону Генрі. Так поведуть себе гази, які утворюють висококонцентровані розчини, в результаті чого реальна розчинність завжди менша ніж маємо із закону Генрі. Для подібних систем лінії рівноваги будують за дослідними даними або за допомогою рівнянь, які одержані в результаті їх обробки. Для опису рівноваги в системі аміак-вода рекомендується рівняння [3-5]:

$$\lg p^* = -\frac{1750}{T} + 1,1 \lg C_x + 7, \quad (1.2)$$

де  $p^*$  – рівноважний парціальний тиск аміаку над розчином, мм рт. ст.;

$T$  – температура розчину, К;

$C_x$  – обємна мольна концентрація аміаку в розчині кмоль  $\text{NH}_3/\text{м}^3$  розчину.

1.1.2. Визначення рівноважних характеристик необхідних для розрахунку середньої рушійної сили процесу абсорбції аміаку водою. Основною проблемою при розрахунку абсорбера є визначення поверхні контакту фаз  $F$ ,  $\text{м}^2$ , згідно з рівнянням масопередачі [4,6]:

$$M = K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{сер} \cdot F, \quad (1.3)$$

де  $M$  – масова витрата поглинутого аміаку кг/с;

$K_y$  – коефіцієнт масопередачі,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\Delta \bar{Y} = 1)$ ;

$\Delta \bar{Y}_{сер}$  – середня рушійна сила процесу абсорбції по газовій фазі, кг аміаку/ кг і.г.

Для розрахунку коефіцієнта масопередачі  $K_y$  спочатку визначають коефіцієнти масовіддачі  $\beta_x$  і  $\beta_y$  за допомогою відповідних критеріальних рівнянь. Коефіцієнт масопередачі розраховується згідно з виразом:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (1.4)$$

де  $m$  – тангенс кута нахилу лінії рівноваги до осі абсцис. Якщо лінія рівноваги крива, визначається середнє значення –  $m_{сер}$ .

Для випадку розрахунку насадкового абсорбера для системи, що не підкоряється закону Генрі, можна скористатися методом визначення безпосередньо висоти шару насадки  $H_n$ , м згідно з рівнянням [4,6]:

$$H_n = \frac{G}{K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \varphi} \int_{\bar{Y}_n}^{\bar{Y}_k} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = h_{0Y} \cdot n_{0Y}, \quad (1.5)$$

де –  $h_{0Y} = \frac{G}{K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \varphi}$ , висота одиниці переносу, м;

$n_{0Y} = \int_{\bar{Y}_n}^{\bar{Y}_k} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}$ , загальне число одиниць переносу по газовій фазі;

$G$  – масова витрата інертного газу-носія, кг/с;

$S$  – площа поперечного перерізу абсорбера, м<sup>2</sup>;

$\sigma$  – питома поверхня насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$\varphi$  – коефіцієнт зрошення (активності) насадки;

$\bar{Y}_n, \bar{Y}_k, \bar{Y}, \bar{Y}^*$  – відносні масові концентрації аміаку в газовій фазі, відповідно, на вході і на виході абсорбера, поточне значення концентрації для будь-якого перерізу абсорбера і відповідне йому рівноважне значення, кг аміаку/кг і.г.

## **1.2. Характеристика насадкових абсорберів та особливості їх роботи**

Вибір абсорбера повинен бути обґрунтованим. Якщо тип абсорбера обумовлено завданням, то необхідно його детально охарактеризувати.

В даному проекті необхідно виконати розрахунок насадкового абсорбера.

Насадкові абсорбери найбільш поширені. Їх перевагою є простота будови, що важливо при роботі з агресивними середовищами. В цьому випадку зменшується кількість металевих деталей, які необхідно захищати від корозії. Крім того гідравлічний опір насадкових абсорберів набагато нижчий ніж барботажних. Схема будови насадкового абсорбера наведена на рис. 1.1.

Абсорбер являє собою колону, в якій на опорних решітках розміщуються шари насадки. Рідина подається на насадку за допомогою розподільного пристрою. Між шарами розміщують пристрої для перерозподілу рідини. Рух рідини і газу здійснюють за принципом протитечії.

Недоліком насадкових абсорберів являється складність відводу теплоти в процесі абсорбції. Застосовують циркуляційний відвід теплоти з використанням виносних холодильників.

Взаємодія газу і рідини проходить на змоченій поверхні насадки. При виборі насадки часто орієнтуються на її найбільшу питому поверхню і вибирають дрібні насадки. Це не завжди виявляється вірним.

Так при завантаженні насадки в навал активна поверхня мало залежить від розмірів насадки. При більш крупній насадці є можливість застосування великих швидкостей газу і насадка виявляється ефективнішою. Це особливо стосується абсорбції добре розчинних газів.

При абсорбції погано розчинних газів доцільно застосовувати дрібну насадку.

При цьому слід враховувати допустиму втрату тиску в насадці. При роботі під тиском близьким до атмосферного слід віддавати перевагу регулярним насадкам. У випадку підвищеного тиску можна застосовувати насадки завантажені в навал. У випадку забруднених середовищ необхідно застосовувати регулярні насадки при будь-якому тиску.

Насадкові абсорбери можуть функціонувати в трьох гідравлічних режимах: плівковому, підвісання та емульгування.

Якщо опір масопереносу в газовій фазі досить великий, то з підвищенням швидкості газу зростає коефіцієнт масопередачі і зменшується необхідний об'єм насадки. В цьому випадку доцільно застосовувати високі швидкості газу.

Підвищення швидкості газу обмежується зростанням гідравлічного опору. Якщо абсорбцію проводять при тиску близькому до атмосферного, для роботи з високими швидкостями газу доцільно застосовувати регулярні насадки.

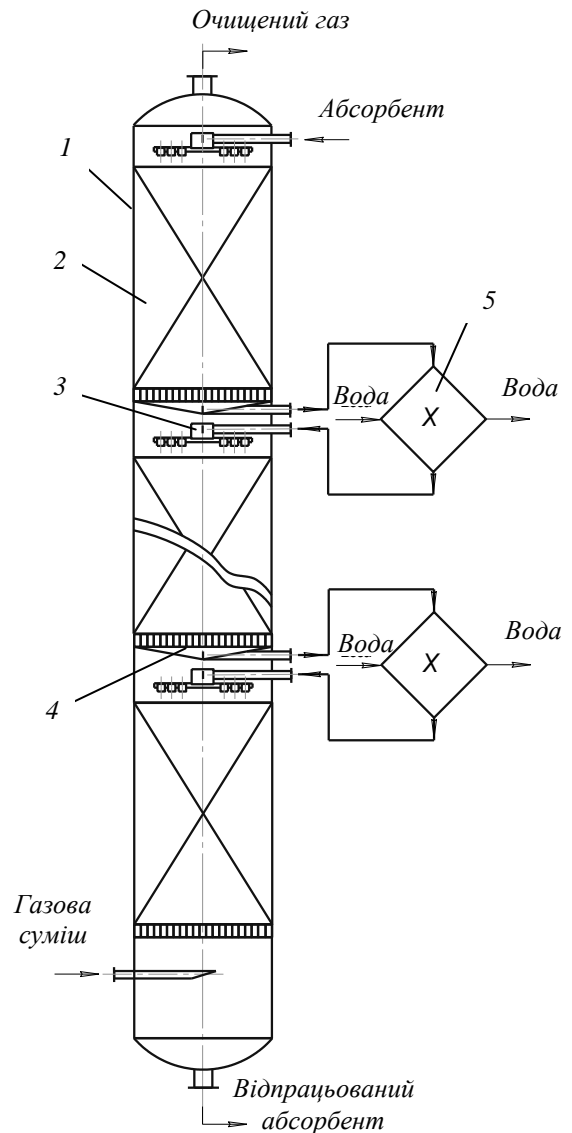


Рис. 1.1 – Схема пристрою насадкового абсорбера:  
 1 – корпус; 2 – насадка;  
 3 – розподільний пристрій;  
 4 – пристрій збирання рідини;  
 5 – проміжний холодильник

При підвищеному тиску гідравлічний опір насадки не відіграє значної ролі і в даному випадку слід використовувати високі швидкості газу. При цьому зменшується діаметр колони та одночасно необхідна товщина стінки, так як вона пропорціональна діаметру апарата.

При застосуванні підвищеного тиску рекомендують працювати поблизу точки підвисання, тобто прийняти швидкість газу рівною  $0,70 \div 0,90$  від швидкості при захлинанні. При тиску близькому до атмосферного визначають швидкість газу, при якій сумарні капітальні та експлуатаційні витрати будуть мінімальні.

На ефективність роботи насадкового абсорбера впливає густина і спосіб подачі зрошення  $U$ . Практично для регулярних насадок недоцільне застосування густини зрошення нижче  $0,0017 \div 0,002$  м/с. Рекомендується оптимальна густина зрошення в межах  $0,0028-0,0032$  м/с. Для насадок у навал необхідно застосувати більш високу густину зрошення. Збільшення густини зрошення при абсорбції добре розчинних газів мало впливає на ефективність процесу, але призводить до зростання витрат на перекачку рідини. У випадку погано розчинних газів збільшення густини зрошення суттєво впливає на зростання коефіцієнта масопередачі і тому слід застосовувати більш високі значення густини зрошення. Для попередження захлинання насадкових абсорберів необхідно, щоб у підтримуючих решітках вільний переріз складав не менше 75% від вільного об'єму насадки. Кращим типом підтримуючих пристроїв є колосникова решітка, яка виготовляється із металевих смуг, які поставлені на ребро.

При роботі абсорбера з великими навантаженнями по газу, зрошуючі пристрої також повинні мати великий вільний переріз.

В ряді випадків насадку розміщують окремими шарами з установкою між ними збірників рідини та пристроїв для її виводу в проміжні холодильники для охолодження та перерозподільників рідини, яка повертається знову в колону.

Перерозподільники слід встановлювати не рідше ніж через 6 м. Відношення висоти шару до діаметра колони не повинно перевищувати  $2,5 \div 3$  для кілець Рашига;  $5 \div 8$  для сідел,  $5 \div 10$  для кілець Паля. У випадку абсорбції аміаку водою висота шарів насадки визначається необхідністю своєчасного відводу рідини на охолодження.

### ***1.3. Схеми абсорбційних установок***

Промислові схеми абсорбційних установок можна розділити на дві основні групи. До першої належать схеми, в яких десорбція компонента не проводиться і, відповідно, абсорбент використовується одноразово. До другої групи належать схеми з десорбцією компонента. При цьому поглинач використовується багаторазово.

Схеми без десорбції застосовують у тих випадках, коли в результаті абсорбції одержують готовий продукт або напівпродукт. Для прикладу можна назвати одержання мінеральних кислот (абсорбція  $SO_3$  у виробництві сірчаної кислоти, абсорбція  $HCl$  з одержанням соляної кислоти, абсорбція окислів



азоту у виробництві азотної кислоти), абсорбція  $\text{NH}_3$  водою для одержання аміачної води та ін.

Схеми з одноразовим використанням поглинача застосовуються при очищенні газів від шкідливих домішок, коли використовують дешевий абсорбент, а вилучений компонент малоцінний. У подібних схемах абсорбент надходить у колону без початкової домішки розподільного компонента. Якщо абсорбція завершується одержанням готового продукту, то кінцевий вміст компонента в поглиначі регламентується вимогами, які пред'являються до нього. Витрата абсорбента при цьому залежить від початкового вмісту компонента в газі і ступеня його вилучення.

В будь-якому разі в результаті абсорбції намагаються досягти високої концентрації компонента в абсорбенті, що спрощує подальшу переробку розчину.

На рис. 1.2 наведено двопотокову схему кругового процесу абсорбції з десорбцією.

Десорбція проводиться в ректифікаційній колоні безперервної дії з дефлегмацією. В схемі передбачено рекуперацію тепла між концентрованим абсорбентом, який надходить у ректифікаційну колону, і гарячим регенованим поглиначем, а також охолодження абсорбента перед абсорбером.

На рис. 1.3 наведено схему абсорбційної установки для поглинання аміаку з одержанням аміачної води.

Реакційна суміш, яка містить аміак, надходить з установки синтезу аміаку низького тиску, охолоджується в зрошувальному холодильнику від  $400^{\circ}\text{C}$  до  $30^{\circ}\text{C}$ , за допомогою дроселя  $D_p$  зменшується тиск з 9 МПа до  $0,1 \div 0,8$  МПа і потім подається в абсорбційну колону К. Очищена від аміаку азото-воднева суміш повертається на установку синтезу аміаку. В верхню частину абсорбера подається хімічно очищена вода, яка попередньо охолоджується до температури  $5-12^{\circ}\text{C}$ . Концентрована аміачна вода виводиться з абсорбера і через холодильник  $X_2$  надходить у проміжну ємність Є, звідки відвантажується на склад або споживачам.

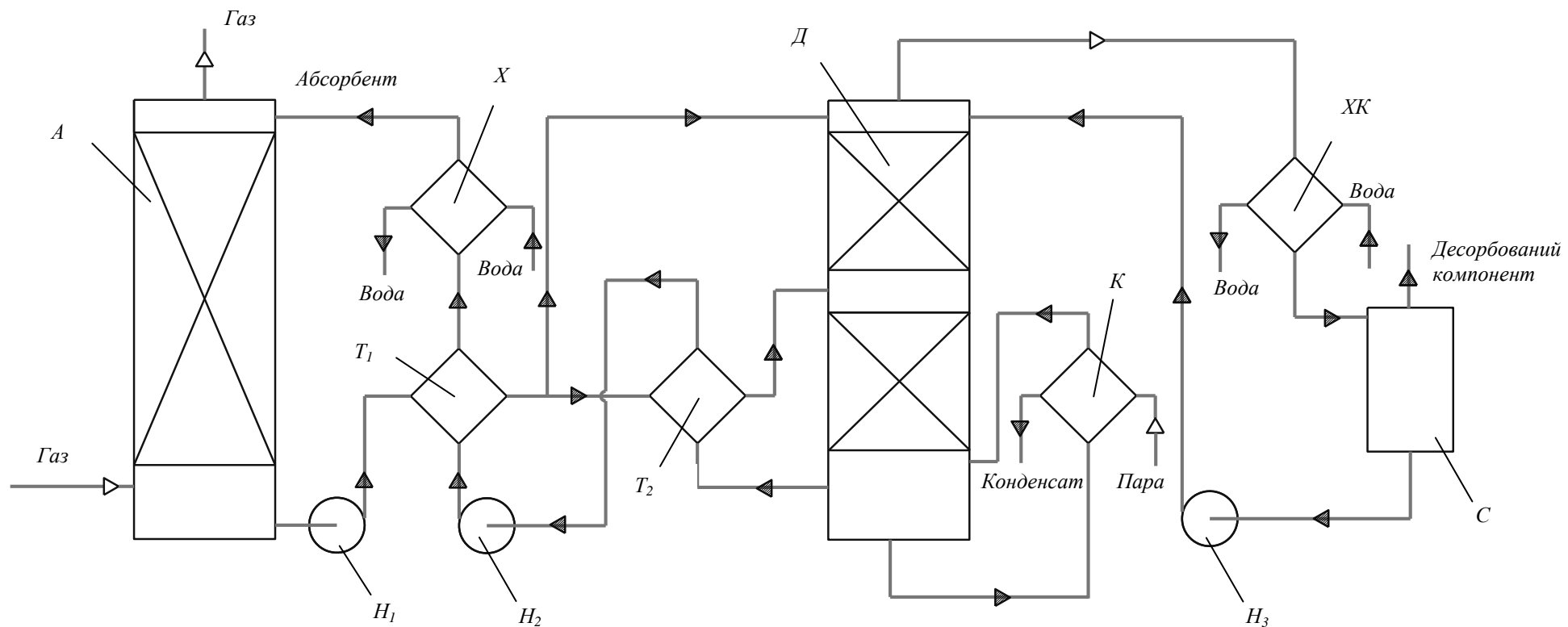


Рис. 1.2 – Двотокова схема кругового процесу абсорбції з десорбцією:  
*A* – абсорбер; *Д* – десорбер; *T<sub>1</sub>*, *T<sub>2</sub>* – теплообмінники; *X* – холодильник; *XK* – дефлегматор;  
*C* – сепаратор; *K* – кип'ятильник; *H<sub>1</sub>*, *H<sub>2</sub>*, *H<sub>3</sub>* – насоси

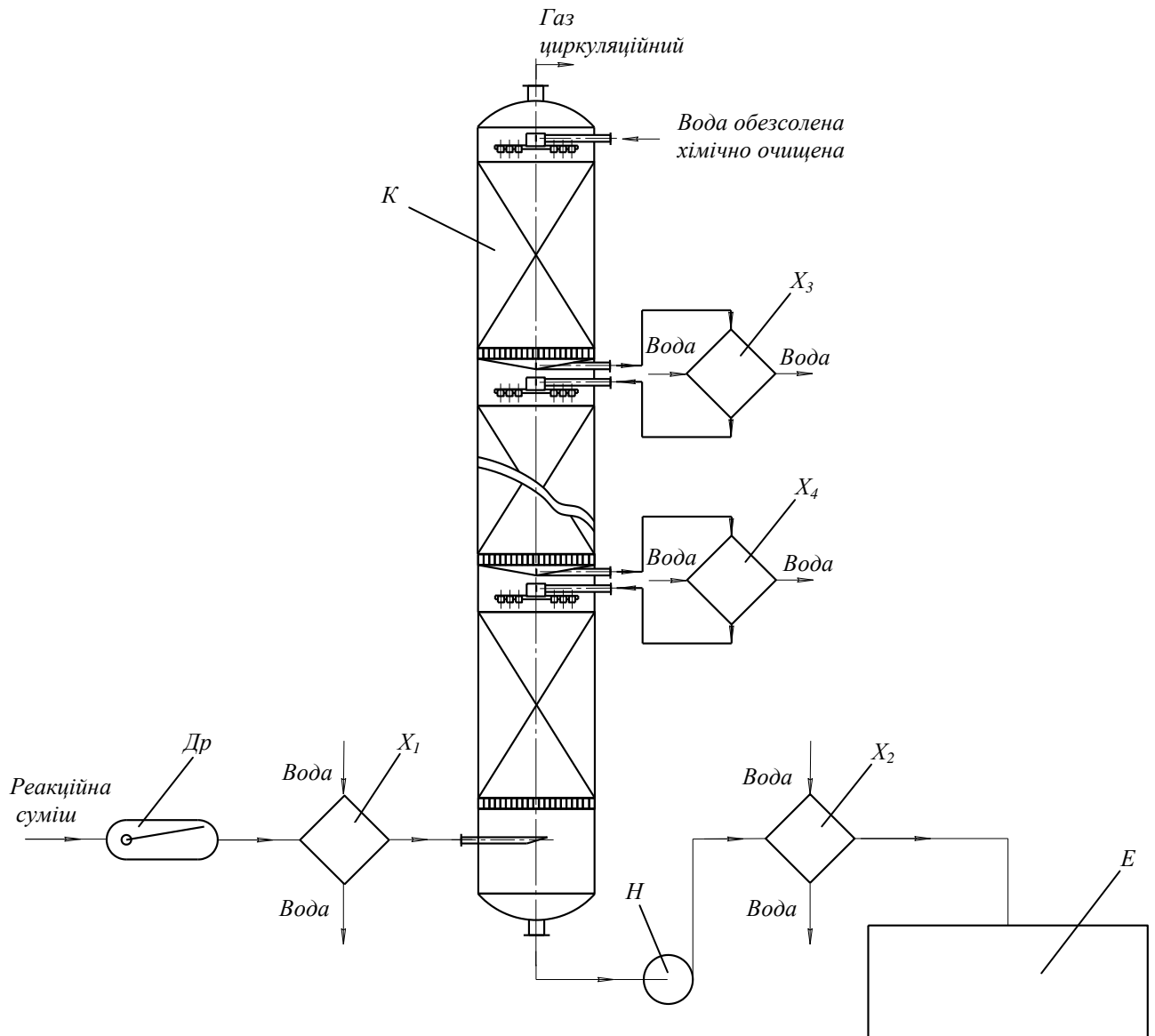


Рис. 1.3 – Схема абсорбційної установки одержання аміачної води:  
*Др* – дросель; *X<sub>1</sub>*, *X<sub>2</sub>*, *X<sub>3</sub>*, *X<sub>4</sub>* – холодильники; *K* – колона абсорбційна; *E* – ємкість

## 2. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК ПРОЦЕСУ АБСОРБЦІЇ АМІАКУ

### 2.1. Матеріальний баланс процесу

Відповідно до завдання необхідно визначити об'ємну та масову витрату компонентів, їх об'ємну (мольну) частку у вихідній реакційній суміші та в інертній частині газу-носія згідно з виразами [4]:

$$V_{oi} = V_o \cdot y_i, \quad (2.1)$$

де  $V_{oi}$  – об'ємна витрата  $i$ -го компонента в газовій фазі при нормальних умовах,  $\text{нм}^3/\text{год}$ ;

$y_i$  – об'ємна (мольна) частка відповідного компонента в газовій фазі,  $\text{кмоль } y_i/\text{кмоль газовой суміші}$ .

$$G_i = V_{oi} \cdot \rho_{oi}, \quad (2.2)$$

де  $G_i$  – масова витрата  $i$ -го компонента в газовій фазі,  $\text{кг/год}$ ;  
 $\rho_{oi}$  – густина  $i$ -го компонента при нормальних умовах,  $\text{кг/м}^3$ .

$$\Sigma V'_{oi} = V_o - V_{oNH_3}, \quad (2.3)$$

де  $\Sigma V_o$  – сумарна об'ємна витрата інертної частина газової фази при нормальних умовах,  $\text{нм}^3/\text{год}$ ;

$V_{oNH_3}$  – об'ємна витрата аміаку в складі реакційної суміші при нормальних умовах,  $\text{нм}^3/\text{год}$ .

$$y'_i = \frac{V_{oi}}{\Sigma V_{oi}}, \quad (2.4)$$

де  $y'_i$  – об'ємна (мольна) частка  $i$ -го компонента в складі інертного газу-носія без аміаку  $\text{кмоль аміаку} / \text{кмоль інертного газу}$ .

Середня молекулярна маса інертного газу-носія  $M_{i.z.}$  визначається за формулою:

$$M_{i.z.} = \Sigma M_i \cdot y'_i, \quad (2.5)$$

де  $M_i$  – молекулярні маси відповідних компонентів інертного газу-носія,  $\text{кг/кмоль}$ .

Результати розрахунків наведені в табл. 2.1.

Таблиця 2.1. Об'ємна і масова витрата компонентів та їх відповідна концентрація у вихідній реакційній суміші та інертній частині газу-носія

Склад газу	Об'ємна (мольна) частка і-го компонента у вихідному газі, $y_i$	Об'ємна витрата газу, $V_{oi}$ , $\text{нм}^3/\text{год}$	Густина і-го компонента при нормальних умовах [6] $\rho_{oi}$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	Масова витрата компонента, $G_i$ , $\text{кг}/\text{год}$	Об'ємна (мольна) частка і-го компонента за відношенням до інертної частини газу без $\text{NH}_3$ , $y_i'$	Молекулярна маса і-го компонента та середня молекулярна маса інертного газу-носія, [6] $M_i, M_{i.g}$ , $\text{кг}/\text{кмоль}$
$\text{H}_2$	0,471	5652	0,0899	508,11	0,5606	2,02
$\text{Ar}$	0,045	540	1,78	961,20	0,0536	39,9
$\text{N}_2$	0,215	2530	1,25	3225,00	0,2560	28,0
$\text{CH}_4$	0,109	1308	0,72	941,76	0,1298	16,0
Всього за інертною частиною газу	$\Sigma y_i = 0,84$	$\Sigma V_{oi}' = 10080$	-	5636,77 (1,566 кг/с)	1,0	$M_{i.g.} = 12,52$
$\text{NH}_3$	0,16	$V_{o\text{NH}_3} = 1920$	0,77	1478,40 (0,41 кг/с)	-	17
Всього за вихідною газовою сумішшю	1,0	12000 (3,333 $\text{нм}^3/\text{с}$ )		7114,47 (1,976 кг/с)		$M_{\text{сум.}} = 13,24$

Для відображення вмісту аміаку у відносних масових концентраціях в газовій фазі  $\bar{Y}$  і рідинній  $\bar{X}$  використовують наступні формули [6]:

$$\bar{Y} = \frac{M_{\text{NH}_3} \cdot y}{M_{i.z.} (1 - y)}, \frac{\kappa_{\text{NH}_3}}{\kappa_{i.z.}}, \quad (2.6)$$

$$\bar{X} = \frac{x}{1 - x}, \frac{\kappa_{\text{NH}_3}}{\kappa_{\text{H}_2\text{O}}}, \quad (2.7)$$

де  $M_{\text{NH}_3}$ ,  $M_{i.z.}$  – молекулярні маси аміаку та інертного газу-носія  $\text{кг}/\text{кмоль}$ ;  
 $y$  – мольна частка аміаку в газовій фазі,  $\text{кмоль аміаку}/\text{кмоль г.сум.}$

$\bar{x}$  – масова частка аміаку у воді кг аміаку/кг розчину.

Початковий вміст аміаку у вихідній реакційній суміші:

$$\bar{Y}_n = \frac{17 \cdot 0,16}{12,52(1 - 0,16)} = 0,259, \frac{\text{кг}_{NH_3}}{\text{кг}_{i.z.}}$$

З урахуванням заданого ступеня вилучення аміаку  $C_B=0,90$ , кінцевий вміст аміаку на виході із абсорбера обчислюється за формулою:

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n(1 - C_B), \quad (2.8)$$

$$\bar{Y}_k = 0,259(1 - 0,90) = 0,0259, \text{ кг аміаку/кг і.г.}$$

Згідно з завданням масова доля аміаку в аміачній воді на виході із абсорбера повинна складати  $\bar{x}_k = 0,25$  кг аміаку/кг розчину.

Тоді:

$$\bar{X}_k = \frac{0,25}{1 - 0,25} = 0,333, \frac{\text{кг}_{NH_3}}{\text{кг}_{H_2O}}$$

На вхід абсорбера подається очищена вода без аміаку. Відповідно:  
 $\bar{X}_n = 0$ .

Матеріальний баланс абсорбера описується рівнянням [6]:

$$M = G_i(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n), \text{ кг/с.} \quad (2.9)$$

Згідно рівняння матеріального балансу (2.9), маса поглинутого аміаку становить:

$$M = 5636,77 (0,259 - 0,0259) = 1313,9 \text{ кг } NH_3/\text{год};$$

$$M = 0,365 \text{ кг } NH_3/\text{с.}$$

Витрата води:

$$L = \frac{1313,9}{0,333 - 0} = 3942,1 \text{ кг } H_2O/\text{год};$$

$$L = 1,095 \text{ кг } H_2O/\text{с.}$$

Питома витрата абсорбента  $\ell$ , кг води/кг інертного газу, визначається за рівнянням:

$$\ell = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_\kappa}{\bar{X}_\kappa - \bar{X}_n}. \quad (2.10)$$

Звідки можна записати для довільно взятого перерізу абсорбера з поточними параметрами  $\bar{Y}$  та  $\bar{X}$  рівняння робочої лінії процесу абсорбції:

$$\ell = \frac{\bar{Y} - \bar{Y}_\kappa}{\bar{Y}_n - \bar{Y}_\kappa} = \frac{\bar{X} - \bar{X}_n}{\bar{X}_\kappa - \bar{X}_n}. \quad (2.11)$$

Це рівняння прямої лінії, що проходить через точку А, яка відповідає кінцю процесу в нижній частині апарата з координатами  $\bar{X}_\kappa, \bar{Y}_n$  і точку В – для початку процесу в верхній частині колони з координатами  $\bar{X}_n, \bar{Y}_\kappa$ . Робоча лінія процесу абсорбції розташована вище лінії рівноваги. При десорбції, навпаки, робоча лінія знаходиться нижче лінії рівноваги.

Відповідно до завдання, відомі концентрації аміаку у воді на початку і в кінці процесу, на вході газової фази в абсорбер та ступінь вилучення. Це достатньо для побудови робочої лінії процесу абсорбції. В інших випадках відомі тільки початкові склади газу і рідини ( $\bar{Y}_n, \bar{X}_n$ ) та ступінь вилучення компонента. Згідно з цими даними на діаграмі рівноваги в координатах  $\bar{Y}-\bar{X}$  знаходять точку, яка відповідає початку робочої лінії. З неї проводять теоретичну робочу лінію в точку перетину ординати  $\bar{Y}_n$  з лінією рівноваги, і визначається  $\bar{X}_\kappa^*$ . Ситуація, коли робоча лінія торкається лінії рівноваги відповідає мінімальній витраті абсорбента. При цьому рушійна сила процесу внизу абсорбера дорівнює нулю, що призведе до зупинки поглинання абсорбтива. Для цього положення робочої лінії, за формулою (2.10) розраховують мінімальну питому витрату абсорбента  $\ell_{\min}$ . Потім збільшують питому витрату, визначають робочу кінцеву концентрацію абсорбтиву.

Зростання питомої витрати абсорбента викликає ріст енерговитрат на перекачування, охолодження, десорбцію та ін. Вигідну витрату поглиначи визначають на основі техніко-економічних розрахунків. На практиці коефіцієнт надлишку абсорбента приймають в межах  $\varphi = 1,25 \div 2$  [4]. Тоді питома витрата абсорбента складе:

$$\ell = \varphi \cdot \ell_{\min}. \quad (2.12)$$

Кінцева робоча концентрація абсорбтиву в абсорбенті:

$$\bar{X}_\kappa = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_\kappa}{\ell} + \bar{X}_n. \quad (2.13)$$

## 2.2 Тепловий розрахунок процесу абсорбції аміаку

При поглинанні аміаку тепловий ефект процесу  $Q$ , Вт, визначається за рівнянням:

$$Q = q_\partial \cdot G = q_\partial \cdot L(\bar{X}_\kappa - \bar{X}_n), \quad (2.14)$$

де  $q_\partial$  – диференційна теплота розчинення аміаку, Дж/кг,  $q_\partial=2070$  кДж/кг;

При умові, що відведення тепла відсутнє, вважають, що все тепло витрачається на нагрівання рідини.

$$Q = L \cdot c_p (t_\kappa - t_n), \text{ Вт}, \quad (2.15)$$

де  $c_p$  – теплоємність абсорбента, Дж/кг·К;

$t_\kappa$   $t_n$  – температура рідини на виході і вході абсорбера або його частини, відповідно, °С.

Для довільно взятого перерізу температура рідини  $t_i$  при підвищенні концентрації від  $\bar{X}_n$  та  $\bar{X}_i$  буде складати:

$$t_i = t_n + \frac{q_\partial}{c_p} (\bar{X}_i - \bar{X}_n), \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (2.16)$$

При побудові лінії рівноваги для довільно взятих значень  $\bar{X}_i$ , визначають температуру розчину згідно з рівнянням (2.8), а потім знаходять  $\bar{Y}^*$  відносну рівноважну масову концентрацію розподіленого компонента в газовій фазі згідно з рівнянням (2.16).

Відносна масова концентрація аміаку в воді  $\bar{X}_i$  перераховується у об'ємну мольну концентрацію  $C_{xi}$  згідно з формулою [6]:

$$C_x = \frac{\rho_i \cdot \bar{X}_i}{M_{NH_3} \cdot (\bar{X}_i + 1)}, \text{ кмоль аміаку/м}^3 \text{ розчину}, \quad (2.17)$$



де  $\rho_i$  – густина розчину аміаку у воді при концентрації  $\bar{X}_i$  кг/м<sup>3</sup>,  
(визначається згідно з довідником) [8].

За допомогою рівняння (1.2) обраховується рівноважний парціальний тиск аміаку над розчином заданої концентрації і температури. Взаємозв'язок між рівноважними значеннями парціального тиску аміаку  $p^*$  і відносними масовими концентраціями аміаку в газовій фазі  $\bar{Y}^*$  виражається формулою [3]:

$$\bar{Y}^* = \frac{M_{NH_3}}{M_{i.n.z.}} \cdot \frac{p^*}{P - p^*}, \quad (2.18)$$

де  $M_{NH_3}$ ,  $M_{i.n.z.}$  – молекулярні маси аміаку та інертного газу-носія, кг/кмоль;  
 $P$  – абсолютний тиск у робочому середовищі абсорбера, мм рт.ст.

### 2.3. Визначення середньої рушійної сили та числа одиниць переносу процесу

Визначаються рівноважні концентрації аміаку  $\bar{Y}_i^*$  в газовій фазі згідно (2.18) в залежності від його вмісту  $\bar{X}_i$  у воді від  $\bar{X}_n = 0$  до  $\bar{X}_k = 0,333$ . Для цього розраховуються для довільно взятих складів аміачної води  $\bar{X}_i$  температури розчинів з урахуванням диференційної теплоти розчинення аміаку у воді  $q_d$  та обчислюються значення рівноважного парціального тиску аміаку в газовій фазі  $p_i^*$  за рівнянням (1.2).

Розрахунок рівноважних концентрацій аміаку проводять при умові, що температура води на вході в абсорбер дорівнює 10<sup>0</sup>С, при підвищенні температури абсорбента в результаті розчинення аміаку до температури 45-50<sup>0</sup>С розчин виводиться з колони в проміжний холодильник, де він знову охолоджується до 10<sup>0</sup>С. Таким чином, абсорбер поділяється на кілька секцій між якими встановлюються пристрої для виведення розчину в проміжний холодильник і повернення розчину в колону та рівномірного розподілення його в насадці.

Результати розрахунків наведено в табл. 2.2.

Діаграма рівноваги, яка побудована згідно з даними табл. 2.2, наведена на рис. 2.1.

Робоча лінія процесу абсорбції аміаку наноситься по відомих початкових і кінцевих концентраціях аміаку в газовій і рідинній фазах. Точка А ( $\bar{Y}_n = 0,259, \frac{K_2 NH_3}{K_2 i.z.}, \bar{X}_k = 0,33, \frac{K_2 NH_3}{K_2 H_2O}$ ), точка В ( $\bar{Y}_k = 0,0259, \frac{K_2 NH_3}{K_2 i.z.}; \bar{X}_n = 0$ ).

З рисунка видно, що зі зростанням вмісту аміаку у воді зменшується рушійна сила процесу за рахунок підвищення температури розчину.

Число одиниць переносу може визначатися методом графічного інтегрування, графічним методом Бейкера, методом числового інтегрування Сімпсона, аналітичним методом [4]. Для прикладу розглядається метод графічного інтегрування.

В даному випадку абсорбер поділено на 5 секцій. Число одиниць переносу відповідно до рівняння (1.5) визначається методом графічного інтегрування функції:

$$\frac{1}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = f(\bar{Y}). \quad (2.19)$$

Для кожної секції абсорбера для довільно взятих концентрацій  $\bar{X}_i$  згідно з рис. 2.1 або табл. 2.2. визначають відповідні значення  $\bar{Y}_i^*$ . Поточні значення робочої концентрації  $\bar{Y}_i$  визначають за рівнянням робочої лінії (2.11):

$$\bar{Y}_i = \bar{Y}_k + (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) \frac{\bar{X}_i - \bar{X}_n}{\bar{X}_k - \bar{X}_n} = 0,0259 + \frac{0,233 \bar{X}_i}{0,333} = 0,0259 + 0,6999 \bar{X}_i. \quad (2.20)$$

У вибраних перерізах обчислюється рушійна сила процесу  $\bar{Y}_i - \bar{Y}_i^*$  та визначається зворотня величина  $\left( \frac{1}{\bar{Y}_i - \bar{Y}_i^*} \right)$ .

Вихідні та розрахункові дані для побудови функціональної залежності (2.19) наведені в табл. 2.3., а графік цієї залежності наведено на рис. 2.2.

Число одиниць переносу представляє інтеграл функції (2.19) і числово дорівнює площі, яка обмежена підінтегральною кривою, межами інтегрування  $\bar{Y}_{in}$  і  $\bar{Y}_{ik}$  та віссю абсцис  $\bar{Y}$  і з достатньою точністю обраховується як сума площ ряду трапецій з кроком, який дозволяє лініазувати підінтегральну криву. Для розрахунків доцільно використати дані табл. 2.3. Так, у першій секції площа умовно поділяється на 6 трапецій, площі яких  $S_i$  визначаються наступним чином:

$$S_i = \frac{\left( \frac{1}{\bar{Y}_i - \bar{Y}_i^*} \right) + \left( \frac{1}{\bar{Y}_{i+1} - \bar{Y}_{i+1}^*} \right)}{2} \cdot \left( \bar{Y}_{(i+1)} - \bar{Y}_i \right). \quad (2.21)$$

$$S_1 = \frac{38,6 + 31,65}{2} (0,033 - 0,0259) = 0,249.$$

$$S_2 = \frac{31,65 + 28,74}{2} (0,039 - 0,033) = 0,181.$$

$$S_3 = \frac{28,74 + 25,66}{2} (0,049 - 0,039) = 0,272.$$

$$S_4 = \frac{25,66 + 27,47}{2} (0,064 - 0,049) = 0,399.$$

$$S_5 = \frac{27,47 + 33,56}{2} (0,073 - 0,064) = 0,275.$$

$$S_6 = \frac{33,56 + 64,52}{2} (0,0805 - 0,073) = 0,368.$$

Число одиниць переносу для кожної секції визначається, як сума площ трапецій:

$$n_{oY} = \sum S_i. \quad (2.22)$$

Для першої секції число одиниць переносу складає:

$$n_{oY1} = \sum_{i=1}^6 S_i = 1,744.$$

Результати розрахунків числа одиниць переносу для II-У секцій абсорбера мають наступні значення:

$$n_{oY2} = 1,017; \quad n_{oY3} = 0,641; \quad n_{oY4} = 0,512; \quad n_{oY5} = 0,175.$$

Таблиця 2.2 Вихідні та розрахункові дані для побудови ліній рівноваги для процесу одержання аміачної води по секціях

	I секція							II секція				
Відносна масова концентрація аміаку у воді, $\bar{X}_i \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}H_2O}$	0	0,001	0,019	0,034	0,055	0,067	0,078	0,078	0,096	0,123	0,144	0,151
Густина розчину $\rho_i$ , кг/м <sup>3</sup> [8]	-	994	990	984	976	972	968	-	962	954	948	946
Об'ємна молярна концентрація аміаку у воді (2.17) $C_{xi}, \frac{\text{кмоль}NH_3}{\text{м}^3 \text{ розчину}}$	0	0,57	1,1	1,91	3,01	3,57	4,12	4,12	4,98	6,13	7,00	7,29
Температура розчину (2.16) t, °C	10	10,5	19,5	26,8	37,3	42,9	48,5	10	18,9	32,2	42,6	45,9
Рівноважний парціальний тиск аміаку в газовій фазі (1.2) $p^*_i$ , мм рт. ст.	0	3,63	11,56	26,9	76,9	116,9	172,96	31,36	59,1	136,8	142,5	2897
Рівноважна відносна масова концентрація аміаку в газовій фазі (2.18) $\bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.g.}}$	0	0,0013	0,0042	0,0107	0,028	0,043	0,065	0,0113	0,0215	0,051	0,093	0,112

Продовження табл. 2.2.

	III секція						IV секція					
Відносна масова концентрація аміаку у воді, $\bar{X}_i \frac{\text{кг} NH_3}{\text{кг} H_2O}$	0,151	0,182	0,208	0,216	0,22	0,22	0,226	0,242	0,263	0,283	0,288	0,29
Густина розчину $\rho_i$ , кг/м <sup>3</sup> [8]	-	938	932	930	929	-	928	922	920	916	915	914,6
Об'ємна молярна концентрація аміаку у воді (2.17) $C_{xi}, \frac{\text{кмоль} NH_3}{\text{м}^3 \text{ розчину}}$	7,29	8,52	9,44	9,75	9,85	9,85	10,06	10,57	11,28	11,9	12,05	12,09
Температура розчину (2.16) t, °C	10	25,3	38,2	42,5	44,1	10	12,3	20,9	31,4	41,1	43,6	44,6
Рівноважний парціальний тиск аміаку в газовій фазі (1.2) $p_{i}^*$ , мм рт. ст.	58,2	143,7	281,5	348,3	374,8	81,06	96,13	148,75	256,2	409,3	458,2	478,2
Рівноважна відносна масова концентрація аміаку в газовій фазі (2.18) $\bar{Y}^*, \frac{\text{кг} NH_3}{\text{кг}_{i.z.}}$	0,021	0,053	0,109	0,137	0,148	0,03	0,035	0,055	0,098	0,164	0,186	0,195

Продовження табл. 2.2.

	У секція				
Відносна масова концентрація аміаку у воді, $\bar{X}_i, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}H_2O}$	0,29	0,294	0,316	0,327	0,333
Густина розчину $\rho_i$ , $\text{кг}/\text{м}^3$ [8]	-	914	910	908	907
Об'ємна молярна концентрація аміаку у воді (2.17) $C_{xi}, \frac{\text{кмоль}NH_3}{\text{м}^3 \text{ розчину}}$	12,09	12,21	12,84	13,16	13,33
Температура розчину (2.16) $t, ^\circ\text{C}$	10	11,9	28,3	31,2	22,6
Рівноважний парціальний тиск аміаку в газовій фазі (1.2) $p^*_i$ , мм рт. ст.	101,5	113,6	199,3	263,7	307,2
Рівноважна відносна масова концентрація аміаку в газовій фазі (2.18) $\bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.z.}}$	0,037	0,041	0,075	0,101	0,12

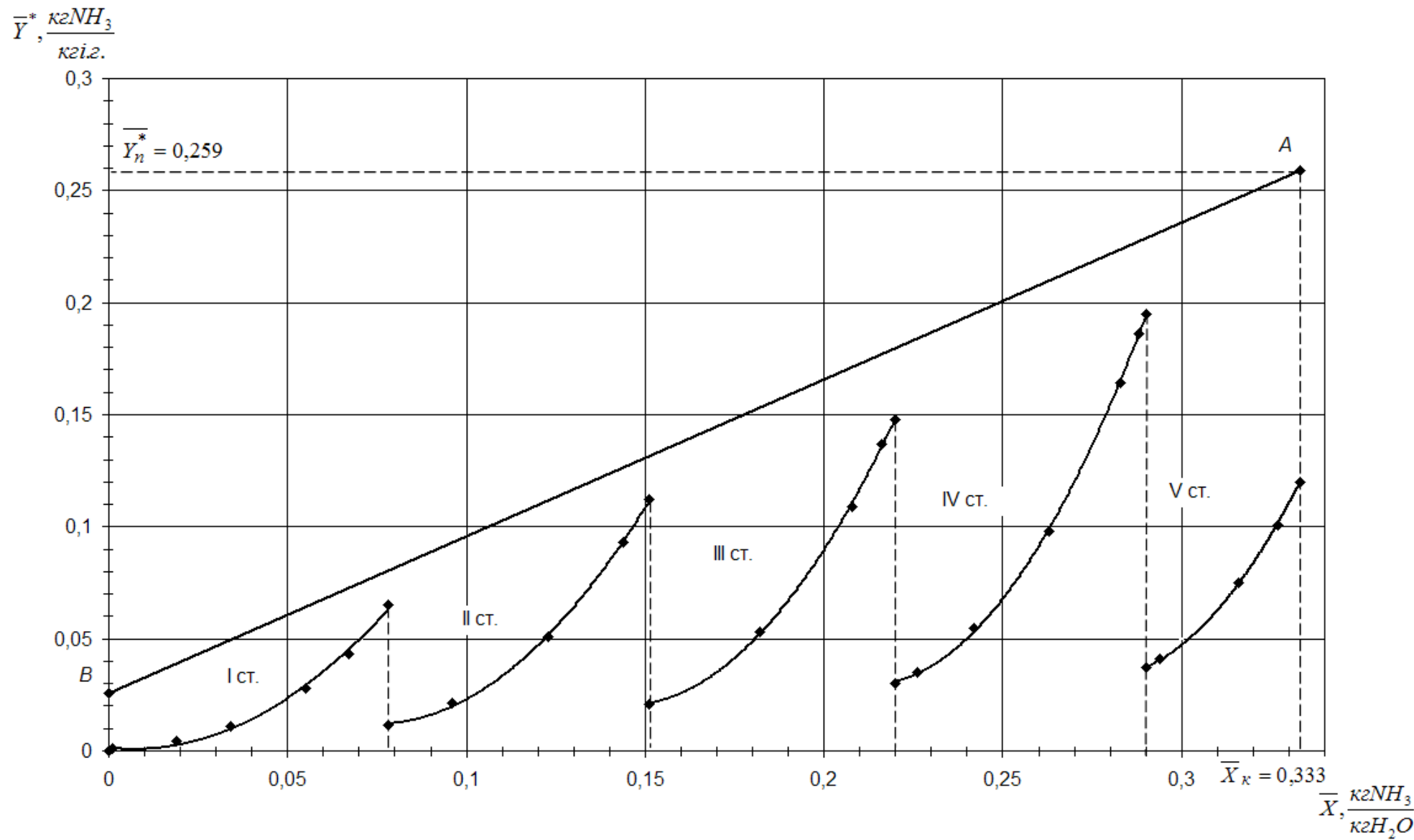


Рис. 2.1 – Робоча лінія та лінії рівноваги процесу абсорбції аміаку водою з проміжним охолодженням розчину

Таблиця 2.3 Вихідні дані для побудови графічної залежності (2.19) та визначення числа одиниць переносу методом графічного інтегрування

	I секція							II секція				
$\bar{X}_i \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}H_2O}$	0	0,01	0,019	0,034	0,055	0,067	0,078	0,078	0,096	0,123	0,144	0,151
$\bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0	0,00130	0,0042	0,0107	0,028	0,043	0,065	0,0113	0,0215	0,051	0,093	0,112
$\bar{Y}, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,0259	0,033	0,0039	0,0497	0,064	0,073	0,0805	0,0805	0,0931	0,112	0,1267	0,1316
$\bar{Y} - \bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,0259	0,0316	0,0348	0,039	0,036	0,0298	0,0155	0,0692	0,0716	0,061	0,0357	0,0196
$\frac{1}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}, \frac{\text{кг}_{i.e.}}{\text{кг}NH_3}$	38,6	31,65	28,74	25,66	27,47	33,56	64,52	14,45	13,97	16,39	29,67	51,02

Продовження табл. 2.3

	III секція					IV секція						
$\bar{X}_i \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}H_2O}$	0,151	0,182	0,208	0,216	0,22	0,22	0,226	0,242	0,263	0,283	0,288	0,29
$\bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,021	0,053	0,109	0,1370	0,148	0,03	0,035	0,055	0,098	0,164	0,186	0,195
$\bar{Y}, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,1316	0,153	0,1715	0,177	0,1799	0,18	0,1841	0,195	0,21	0,224	0,228	0,229
$\bar{Y} - \bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,1106	0,1003	0,0625	0,0401	0,0319	0,1499	0,1491	0,1403	0,112	0,06	0,4150	0,034
$\frac{1}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}, \frac{\text{кг}_{i.e.}}{\text{кг}NH_3}$	9,042	9,97	16,0	24,94	31,35	6,67	6,71	7,13	8,93	16,67	24,1	29,5



Продовження табл. 2.3.

	У секція				
$\bar{X}_i \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}H_2O}$	0,29	0,294	0,316	0,327	0,333
$\bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,037	0,041	0,075	0,101	0,12
$\bar{Y}, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,229	0,232	0,247	0,255	0,259
$\bar{Y} - \bar{Y}^*, \frac{\text{кг}NH_3}{\text{кг}_{i.e.}}$	0,192	0,191	0,172	0,154	0,139
$\frac{1}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}, \frac{\text{кг}_{i.e.}}{\text{кг}NH_3}$	5,21	5,24	5,81	6,5	7,19

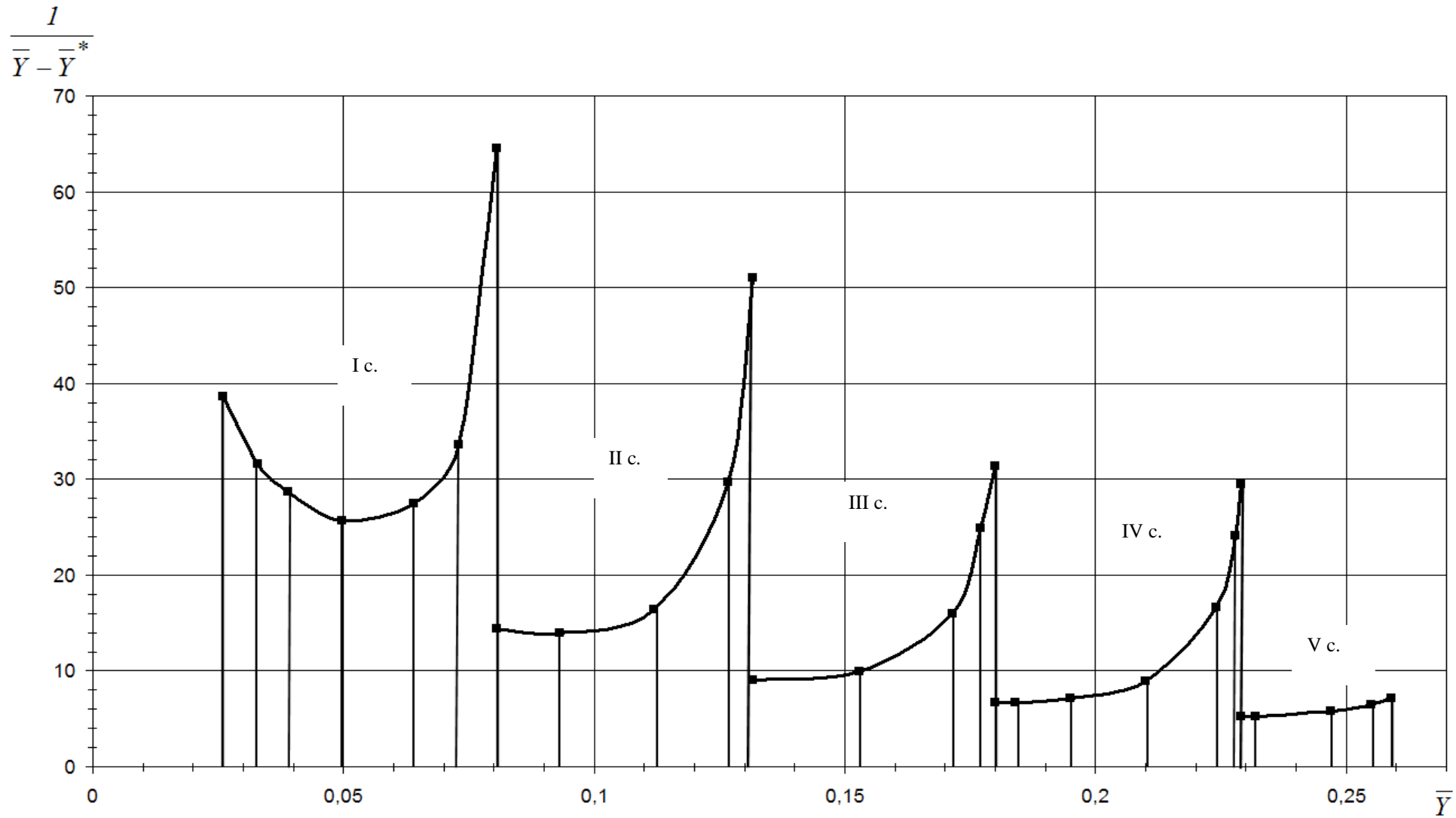


Рис. 2.2 – Графічна залежність  $f(\bar{Y}) = \frac{1}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}$  по секціях процесу абсорбції аміаку водою з проміжним охолодженням розчину

### 3. КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК АБСОРБЕРА

#### 3.1. Визначення діаметра абсорбера

Діаметр абсорбера  $D_{\text{абс.}}$  (у м) розраховується згідно з рівнянням витрати для газового потоку по більш навантаженій нижній секції абсорбера:

$$D = \sqrt{\frac{V_z}{0758w_{cp}}}, \quad (3.1)$$

де  $V_z$  – витрата газового потоку в абсорбері при робочих умовах,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  
 $w_{cp}$  – фіктивна швидкість газу, віднесена до повного перерізу колони,  $\text{м}/\text{с}$ .

У нижній секції температура змінюється від  $10^0\text{C}$  до  $48,5^0\text{C}$ , середня температура газу складає:

$$t_{\text{сеп}} = \frac{10 + 48,5}{2} = 29,25^0\text{C}, \quad (T=302,25\text{ K}).$$

Робочий тиск в абсорбері на вході згідно з вихідними даними:  $P=0,5\text{ МПа}$ .  
На основі рівняння Клайперона витрата газу в робочих умовах розраховується за рівнянням:

$$V_z = V_{z_0} \cdot \frac{T \cdot P_0}{T_0 \cdot P}, \quad (3.2)$$

$$V_z = \frac{12000}{3600} \cdot \frac{302,25 \cdot 0,1}{273 \cdot 0,5} = 0,738\text{ м}^3/\text{с}.$$

Фіктивна швидкість газу  $w_3$  у точці захлинання (інверсії фаз) за рівнянням [4-6]:

$$\lg \left( \frac{\omega_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_z \cdot \mu_p^{0,16}}{g \cdot V_g \cdot \rho_p} \right) = A - 1,75 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_z}{\rho_p} \right)^{0,125}, \quad (3.3)$$

де  $V_g$  – вільний об'єм насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  
 $\rho_z, \rho_p$  – густина газу і рідини, відповідно  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $\mu_p$  – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини,  $\text{МПа} \cdot \text{с}$ ;  
 $A$  – коефіцієнт, який залежить від процесу і типу насадки.

Для регулярної насадки у вигляді кілець  $A = 0,022$  [4].

Густина газу визначається, як частка від ділення масової витрати на об'ємну витрату:

$$\rho_{z_5} = \frac{G_z}{V_z} = \frac{1,976}{0,738} = 2,68 \text{ кг/м}^3.$$

Густина аміачної води в нижній секції змінюється (табл. 2.2) у межах  $\rho_p = 994 \div 968 \text{ кг/м}^3$ .

$$\text{Середнє значення: } \rho_{ps} = \frac{994 + 966}{2} = 981 \text{ кг/м}^3.$$

В'язкість аміачної води залежить від густини розчину і в умовах нижньої секції абсорбера складає [6]:

$$\mu_{ps} = 1,05 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

В нижній частині абсорбера рідина являє собою практично готову аміачну воду, тому масова витрата рідини визначається, як сума води і поглинутого аміаку.

$$L = 1,095 + 0,365 = 1,46 \text{ кг/с}.$$

При виборі насадки враховується, що для добре розчинних газів пропонується крупна регулярна насадка. В даному випадку прийнята до розрахунку регулярна насадка із кілець Рашига розміром  $80 \times 80 \times 8 \text{ мм}$ .

Характеристика насадки [4]:

- питома поверхня –  $\sigma = 80 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ;
- вільний об'єм –  $V_e = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ;
- висота елемента  $h = 0,72 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ;
- еквівалентний діаметр:  $d_{екв} = 0,036 \text{ м}$ ;
- кількість елементів у  $1 \text{ м}^3$ : 2200 шт.
- маса:  $670 \text{ кг/м}^3$ .

Рівняння (3.3) звичайно використовується при розрахунках абсорберів з насадкою, яка завантажена в навал. Але згідно з даними, які наводять ряд авторів [4] це рівняння з достатньою точністю можна використовувати для регулярних насадок.

$$\lg \left( \frac{w_3^2 \cdot 80 \cdot 2,68 \cdot 1,05^{0,16}}{9,81 \cdot 0,72^3 \cdot 981} \right) = 0,022 - 1,75 \left( \frac{1,46}{1,976} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{2,68}{981} \right)^{0,125},$$

$$w_3 = 1,7 \text{ м/с}.$$

Тоді фіктивна робоча швидкість складе:

$$w_\phi = 0,7 \cdot 1,7 = 1,19, \text{ м/с}.$$

Розрахунковий діаметр абсорбера:

$$D_{abc}^p = \sqrt{\frac{0,738}{0,785 \cdot 1,19}} = 0,89 \text{ м}.$$

Стандартний розмір колони:

$$D_{abc} = 1 \text{ м (1000 мм)}.$$

Уточнена фіктивна швидкість газу:

$$w_{\phi} = 1,19 \left( \frac{0,89}{1,0} \right)^2 = 0,94 \text{ м/с}.$$

### 3.2. Визначення висоти шарів насадки в секціях абсорбера

Відповідно до рівняння (1.5) для визначення висоти шарів насадки необхідно знайти повну висоту одиниці переносу  $h_{o\bar{r}}$ , яка в свою чергу обчислюється за рівнянням [3,4]:

$$h_{o\bar{r}} = h_z + \frac{m_{cep} \cdot G}{L} h_p, \quad (3.4)$$

де  $h_z$  – висота одиниці переносу по газовій фазі, м;

$h_p$  – висота одиниці переносу по рідинній фазі, м;

$m_{cep}$  – середнє значення тангенса кута нахилу лінії рівноваги до осі абсцис (коефіцієнт розподілення).

Висоту одиниці переносу по газовій фазі знаходять за критеріальним рівнянням [4]:

$$h_z = 1,5 d_{екв} \cdot Re_z^{0,26} (Pr'_z)^{0,67} \cdot \left( \frac{h}{d_{екв}} \right)^{0,47}, \quad (3.5)$$

де  $d_{екв}$  – еквівалентний діаметр насадки, м;

$Re_z$  – гідродинамічний критерій Рейнольдса;

$Pr'_z$  – дифузійний критерій Прандтля;

$h$  – висота елемента насадки, м.

Рівняння справедливе при значеннях  $Re_z = 1000 \div 10000$  і відношенні  $\frac{h}{d_{екв}} = 2 \div 16$  для регулярних насадок у вигляді кілець Рашига. В інших випадках користуються рекомендаціями літературних джерел [4].

Критерії подібності подані наступним чином:

$$Re_z = \frac{4w_{\phi} \cdot \rho_z}{\sigma \cdot \mu_z}, \quad (3.6)$$

$$\text{Pr}_2 = \frac{\mu}{\rho_2 \cdot D_{\text{NH}_3-2}}, \quad (3.7)$$

де  $\rho_2$  – густина газової суміші у відповідній секції, кг/м<sup>3</sup>;

$D_{\text{NH}_3-2}$  – коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в газовій суміші, м<sup>2</sup>/с;

$\mu_2$  – в'язкість суміші газів, Па·с.

Густина суміші газів у нижній секції:  $\rho_2 = 2,68$  кг/м<sup>3</sup> (див. розрахунок діаметра абсорбера).

В'язкість газової суміші знаходять відповідно до в'язкості індивідуальних компонентів при середній температурі в секції за формулою;

$$\frac{M_{\text{сум}}}{\mu_2} = \sum \frac{y_i \cdot M_i}{\mu_i}, \quad (3.8)$$

де  $M_{\text{сум}}$  – середня молекулярна маса газової суміші, кг/кмоль;

$M_i$  – молекулярні маси окремих компонентів газової суміші, кг/кмоль;

$y_i$  – мольна (об'ємна) частка кожного компонента в газовій суміші;

$\mu_i$  – коефіцієнт динамічної в'язкості окремих компонентів при робочих умовах, Па·с.

Коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в газовій фазі при робочих умовах знаходять згідно з формулою [4]:

$$D_{\text{NH}_3-2} = \frac{(1 - y_{\text{NH}_3}) \frac{P_0}{P} \cdot \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2}}{\frac{y_{\text{H}_2}}{D_{0\text{NH}_3-\text{H}_2}} + \frac{y_{\text{Ar}}}{D_{0\text{NH}_3-\text{Ar}}} + \frac{y_{\text{N}_2}}{D_{0\text{NH}_3-\text{N}_2}} + \frac{y_{\text{CH}_4}}{D_{0\text{NH}_3-\text{CH}_4}}}, \quad (3.9)$$

де  $D_{\text{NH}_3-2}$  – коефіцієнти молекулярної дифузії аміаку в газовій суміші в робочих умовах, м<sup>2</sup>/с;

$D_{0\text{NH}_3-\text{H}_2}$ ,  $D_{0\text{NH}_3-\text{Ar}}$ ,  $D_{0\text{NH}_3-\text{N}_2}$ ,  $D_{0\text{NH}_3-\text{CH}_4}$  – коефіцієнти молекулярної дифузії аміаку при нормальних умовах у водні, аргоні, азоті, метані, відповідно м<sup>2</sup>/с;

$y_{\text{NH}_3}$ ,  $y_{\text{H}_2}$ ,  $y_{\text{Ar}}$ ,  $y_{\text{N}_2}$ ,  $y_{\text{CH}_4}$  – середні значення об'ємної частки відповідного компонента в тій або іншій секції.

Висота одиниці переносу по рідкій фазі визначається за рівнянням [4]:

$$h_p = 119 \delta_{np} \cdot \text{Re}_p^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_p)^{0,5}, \quad (3.10)$$

де  $\delta_{np}$  – наведена товщина плівки рідини, м;  
 $Re_p$  – гідродинамічний критерій Рейнольдса по рідині;  
 $Pr_p$  – дифузійний критерій Прандтля в рідинній фазі:

$$\delta_{np} = \left[ \left( \frac{\mu_p}{\rho_p} \right)^2 \frac{1}{g} \right]^{1/3}, \quad (3.11)$$

$$Re_p = \frac{4L}{S \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_p}, \quad (3.12)$$

$$Pr_p = \frac{\mu_p}{\rho_p \cdot D_{NH_3-H_2O}}, \quad (3.13)$$

де  $S$  – площа поперечного перерізу абсорбера, м<sup>2</sup>;  
 $\psi$  – коефіцієнт зрошення (активності) насадки;  
 $D_{NH_3-H_2O}$  – коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в воді при середній температурі рідини, м<sup>2</sup>/с.

Перерахунок коефіцієнта молекулярної дифузії в залежності від температури виконується по залежності [6]:

$$D_t = D_{20} [1 + 0,02(t - 20)], \quad (3.14)$$

де  $t$  – температура абсорбента, °С.

Коефіцієнт зрошення (активності) регулярної насадки із кілець Рашига визначається за формулою [4]:

$$\psi = \frac{U}{\sigma(0,0087 + 0,0113U)}, \quad (3.15)$$

де  $U$  – густина зрошення насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·год.

$$U = \frac{L_p \cdot 3600}{\rho_p \cdot S}. \quad (3.16)$$

3.2.1 Розрахунок повної висоти одиниці переносу в п'ятій нижній секції абсорбера

Склад газової і рідинної фаз змінюється від секції до секції. Це може вплинути на значення висоти переносу в різних секціях. В той же час, згідно з

літературними джерелами [4], критеріальні рівняння, які одержані на порівняно невеликих модельних апаратах, при переході до промислових установок можуть давати занижені значення висоти одиниці переносу. Тому визначення висоти одиниці переносу доцільно проводити для більш навантаженої нижньої секції абсорбера, що забезпечить деякий запас поверхні масопереносу.

Для розрахунку висоти одиниці переносу в газовій фазі необхідно визначити в'язкість, густину газової суміші, коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в газовій фазі при робочих умовах у нижній секції ( $t_{\text{сер}}=16^{\circ}\text{C}$ ;  $P=0,5$  МПа). Вихідні довідкові дані про фізико-хімічні властивості компонентів зведено в табл. 3.1.

Молекулярна маса газової суміші визначається за формулою (2.5):

$$M_{r5}=2,02 \cdot 0,476+39,9 \cdot 0,045+28 \cdot 0,217+16 \cdot 0,110+17 \cdot 0,152 = 13,18 \text{ кг/кмоль.}$$

В'язкість газової суміші перераховується за формулою (3.8):

$$\frac{13,18}{\mu_{z5}} = 10^4 \left( \frac{0,476 \cdot 2,02}{0,087} + \frac{0,045 \cdot 39,9}{0,221} + \frac{0,217 \cdot 28}{0,173} + \frac{0,11 \cdot 16}{0,1086} + \frac{0,152 \cdot 17}{0,0969} \right);$$

$$\mu_{z5} = 0,136 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

За формулою (3.9) визначається коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в газовій суміші:

$$D_{(NH_3-z)_5} = \frac{(1 - 0,15) \cdot 10^{-4} \left( \frac{0,1}{0,5} \right) \cdot \left( \frac{289}{273} \right)^{3/2}}{\frac{0,476}{0,736} + \frac{0,045}{0,175} + \frac{0,217}{0,204} + \frac{0,110}{0,1574}} = 0,0662 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Густина газової суміші при робочих умовах визначається згідно з рівнянням [6]:

$$\rho_{z5} = \frac{M_{z5}}{22,4} \cdot \frac{273}{T} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (3.17)$$

$$\rho_{z5} = \frac{13,18}{22,4} \cdot \frac{273}{289} \cdot \frac{0,5}{0,1} = 2,78 \text{ кг/м}^3.$$



Таблиця 3.1. Фізико-хімічні властивості компонентів газової фази [3, 6, 7], відповідно до умов нижньої секції абсорбера

Компонент	В'язкість при $t_{сер5}=16^{\circ}\text{C}, \mu_i,$ $\text{Па}\cdot\text{с}\cdot 10^4$	Молекулярна маса, $M_i, \text{кг/кмоль}$	Об'ємна частка, $y_i$
H <sub>2</sub>	0,087	2,02	0,476
Ar	0,221	39,9	0,045
N <sub>2</sub>	0,173	28	0,217
CH <sub>4</sub>	0,1086	16	0,110
NH <sub>3</sub>	0,0969	17	0,152
		13,18	1,0

Гідродинамічний критерій Рейнольдса в газовій фазі згідно з формулою (3.6), дифузійний критерій Прандтля за формулою (3.7):

$$\text{Re}_{r5} = \frac{4 \cdot 0,94 \cdot 2,78}{80 \cdot 0,136 \cdot 10^{-4}} = 9607;$$

$$\text{Pr}'_{r5} = \frac{0,136 \cdot 10^{-4}}{278 \cdot 0,0667 \cdot 10^{-4}} = 0,733.$$

Висота одиниці переносу в газовій фазі для нижньої секції згідно з рівнянням (3.5):

$$h_{25} = 1,5 \cdot 0,036(9607)^{0,26} \cdot (0,783)^{0,67} \cdot \left(\frac{0,08}{0,036}\right)^{0,47} = 0,726 \text{ м.}$$

Уточнені вихідні дані для розрахунку висоти одиниці переносу в рідині з урахуванням поглинутого аміаку в нижній п'ятій секції абсорбера:

$$L_5 = 1,46 \text{ кг/с}; \quad \rho_{p5} = 910 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_{p5} = 1,05 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку у воді при  $t=20^{\circ}\text{C}$  згідно з довідниковими даними [6]:

$$D_{(NH_3-H_2O)20} = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Відповідно до робочих умов і формули (3.14):

$$D_{(NH_3-H_2O)16} = 1,8 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02(16 - 20)] = 1,656 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Масова витрата інертного газу-носія:

$$G_{r5} = 1,976 \text{ кг/с.}$$

Фіктивна швидкість газу:

$$w_{\phi5} = 0,94 \text{ м/с.}$$

Приведена товщина плівки рідини відповідно до формули (3.11):

$$\delta_{np5} = \left[ \left( \frac{1,05 \cdot 10^{-3}}{910} \right)^2 \frac{1}{9,81} \right]^{1/3} = 5,18 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

Густина зрошення насадки згідно з (3.16):

$$U = \frac{1,46 \cdot 3600}{910 \cdot 0,785 \cdot 1^2} = 7,36 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$$

Коефіцієнт зрошення (активності) насадки згідно з (3.15):

$$\psi = \frac{7,36}{80(0,0087 + 0,011 \cdot 7,36)} = 1,02.$$

Одержане значення коефіцієнта зрошення насадки свідчить, що вся поверхня зрошена і являється активною.

Гідродинамічний критерій Рейнольдса по рідинній фазі згідно з (3.12):

$$\text{Re}_{p5} = \frac{4 \cdot 1,46}{0,785(1)^2 \cdot 80 \cdot 1 \cdot 0,05 \cdot 10^{-3}} = 186.$$

Дифузійний критерій Прандтля по рідині згідно (3.13):

$$\text{Pr}'_{p5} = \frac{1,05 \cdot 10^{-3}}{910 \cdot 1,656 \cdot 10^{-9}} = 697.$$

Висота одиниці переносу в рідинній фазі згідно з (3.10):

$$h_p = 119 \cdot 5,18 \cdot 10^{-5} \cdot (186)^{0,25} \cdot (697)^{0,5} = 0,6 \text{ м.}$$

Для обчислення повної висоти одиниці переносу згідно (3.4) необхідно визначити константу розподілення  $m$ , як середнє значення тангенса кута нахилу

лінії рівноваги до осі  $\bar{X}$  (рис. 2.1). Для цього лінія рівноваги, яка відповідає процесу в нижній секції, розбивається на кілька рівних інтервалів  $\Delta X_i$ . Точки перетину з лінією рівноваги з'єднують хордами і для кожної з них визначають тангенс кута нахилу до осі абсцис:

$$m_i = \operatorname{tg} \alpha_i = \frac{\Delta \bar{Y}_i^*}{\Delta \bar{X}_i}. \quad (3.19)$$

В даному випадку лінії рівноваги нижньої секції розбито на 3 рівні частини:

$$\Delta \bar{X}_i = \frac{\Delta \bar{X}_5}{3} = \frac{0,333 - 0,29}{3} = 0,0143 \frac{\text{кг} \text{NH}_3}{\text{кг} \text{H}_2\text{O}}.$$

Для кожної хорди визначається зміна рівноважної концентрації, яка відповідно до рис. 2.1 складає:

$$\begin{aligned} \Delta \bar{Y}_1^* &= 0,02 \text{ кг аміаку/кг води}; \Delta \bar{Y}_2^* = 0,033 \text{ кг аміаку/кг води}; \\ \Delta \bar{Y}_3^* &= 0,032 \text{ кг аміаку/кг води}. \end{aligned}$$

Згідно з формулою (3.19) розраховуються константи розподілення:

$$m_1 = 1,4; m_2 = 2,31; m_3 = 2,24.$$

Середнє значення:

$$m_{\text{ср5}} = \frac{\sum m_i}{n} = \frac{1,4 + 2,31 + 2,24}{3} = 1,98.$$

Повна висота одиниці переносу для п'ятої нижньої секції згідно з (3.4):

$$h_{\text{ог5}} = 0,726 + \frac{1,98 \cdot 1,976}{1,46} 0,6 = 2,33 \text{ м}.$$

### 3.2.2 Визначення висоти насадки та загальної висоти абсорбера

Висота шару насадки для кожної секції розраховується згідно з формулою (1.5) відповідно до визначеного числа одиниць переносу і прийнятої до розрахунку загальної висоти одиниці переносу  $h_{\text{ог5}} = 2,33$  м. Одержані значення висоти шару насадки округляються в більшу сторону з урахуванням

розташування цілого числа рядів кілець Рашига висотою 80 мм. Визначається кількість елементів насадки в кожній секції та їх маса за довідниковими даними [4,6]. Результати розрахунків узагальнено в табл 3.3.

Відстань між секціями  $h_{м.ш.}$  приймають конструктивно для установки пристроїв для збору гарячої рідини, відводу її на охолодження до зовнішнього холодильника та наступного зрошення нижнього шару охолодженою рідиною:

$$h_{м.ш.} \cong 0,5 \text{ м.}$$

Таблиця 3.3 Висота шару насадки по секціях та в абсорбері в цілому

№ секції	Число одиниць переносу $n_{oY}$	Висота шару насадки $H_i, \text{ м}$	Кількість рядів елементів насадки	Кількість елементів, шт.	Маса насадки, кг
1	1,744	4,08	51	7038	2143
2	1,017	2,4	30	4140	1260
3	0,641	1,52	19	2622	798
4	0,512	1,2	15	2070	630
5	0,175	0,48	6	828	252
Всього		$H_{нас}=9,68$	121	16698	5083

Відстань від нижнього шару до низу колони:

$$H_n = 2D_{абс.} = 2 \text{ м.}$$

Відстань від верхнього шару насадки до верха абсорбера:

$$H_b = 1,5D_{абс.} = 1,5 \text{ м.}$$

Загальна висота абсорбера:

$$H_{абс.} = H_{нас.} + H_b + H_n + (h_{ш}-1) h_{м.ш.} = 9,68 + 2,0 + 1,5 + (5-1) \cdot 0,5 = 15,18 \text{ м} \approx 15,2 \text{ м.}$$

### 3.2.3 Визначення внутрішнього діаметра патрубків

Внутрішній діаметр патрубків  $d_{м.р.}$  для вводу і виводу абсорбента визначають за витратою аміачної води на виході із абсорбера за рівнянням (3.1).

Витрата аміачної води:  $L = 1,45 \text{ кг/с}$ , середня густина аміачної води:  $\rho_{p5} = 907 \text{ кг/м}^3$ ; середня допустима швидкість руху рідини:  $w_{p5} = 1,75 \text{ м/с}$ .

$$d_{м.р.} = \sqrt{\frac{1,27 \cdot 1,46}{907 \cdot 1,75}} = 0,034 \text{ м.}$$

Нормалізований внутрішній діаметр патрубків [15, 16]:  $d_{м.р.} = 32 \text{ мм}$ .

Уточнене значення середньої швидкості руху рідини в патрубках:

$$w_{pn} = \frac{1,27 \cdot 1,46}{907 \cdot (0,032)^2} = 2 \text{ м/с.}$$

Внутрішній діаметр патрубків для вводу і виводу газової суміші  $d_{m.г}$  визначають за витратою газової фази на вході в абсорбер.

Витрата газової суміші:  $V_{г5}=0,738 \text{ м}^3/\text{с}$ ; середня допустима швидкість руху газу:  $w_г=8 \text{ м/с}$ .

$$d_{m.г} = \sqrt{\frac{1,27 \cdot 0,738}{8}} = 0,342 \text{ м.}$$

Нормалізований внутрішній діаметр патрубків [15, 16]:  $d_{m.г}=359 \text{ мм}$ .  
Уточнене значення середньої швидкості руху газу в патрубках:

$$w_{гн} = \frac{1,27 \cdot 0,738}{(0,359)^2} = 7,27 \text{ м/с.}$$

#### 4. РОЗРАХУНОК ГІДРАВЛІЧНОГО ОПОРУ АБСОРБЕРА

Гідравлічний опір абсорбера обумовлюється гідравлічним опором зрошеної регулярної насадки і місцевими опорами.

Гідравлічний опір сухого апарата обчислюється за рівнянням (в Па):

$$\Delta P_{сyx} = \xi_0 \frac{H}{d_{екв}} \cdot \frac{\rho_г w^2}{2}, \quad (4.1)$$

де  $\xi_0$  – коефіцієнт опору сухої насадки;

$H_n$  – загальна висота насадки, м;

$w$  – швидкість газу (дійсна), м/с.

Для спрощення розрахунків формулу (4.1) приводять до вигляду [4]:

$$\frac{\Delta P_{сyx}}{H} = C \cdot \rho_г \cdot w^2 = C \cdot \rho_г \cdot \left( \frac{w_{\phi}}{V_г} \right)^2, \quad (4.2)$$

$$w = \frac{w_{\phi}}{V_г}, \quad (4.3)$$

$$C = \xi_0 / 2d_{\text{екв.}}, \quad (4.4)$$

де  $C$  – коефіцієнт, який являється постійною величиною для кожного типу насадки [4 табл. ІУ-3].

Для регулярної насадки із кілець Рашига 80 мм:  $C = 9,4$ .

Для розрахунків прийємо вихідні дані нижньої секції абсорбера:

$$\Delta P_{\text{сх.}} = 9,68 \cdot 9,4 \cdot 2,68 \left( \frac{0,94}{0,72} \right)^2 = 416 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір зрошеної насадки визначають за рівнянням [4]:

$$\Delta P_{\text{зр.}} = \Delta P_{\text{сх.}} \cdot 10^{\epsilon \cdot U}, \quad (4.5)$$

де  $\epsilon$  – коефіцієнт, який залежить від типу насадки і способу її завантаження;

$U$  – густина зрошення (в м/год).

Для регулярної насадки із кілець Рашига 80 мм по [4 табл. ІУ-3]:  $\epsilon = 0,04$ .

$$\Delta P_{\text{зр.}} = 416 \cdot 10^{0,04 \cdot 5,12} = 667 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір у насадці слід доповнити втратами на місцевих опорах при вході і виході газу в абсорбері та через розподільники рідини і підтримуючі решітки. Згідно з розрахунками в абсорбері встановлено 5 розподільників рідини і 5 підтримуючих решіток. Згідно з практичними рекомендаціями живий переріз цих пристроїв для проходу газу повинен складати не менше 75% від живого перерізу насадки.

Згідно з довідниковими даними [6, 10] можна прийняти наступні значення коефіцієнтів місцевих опорів:

вхідна камера абсорбера:  $\zeta_1 = 1,0$ ;

вихідна сепараційна камера:  $\zeta_2 = 0,5$ ;

прохід через розподільник рідини:  $\zeta_3 = 1,5$ ;

прохід газу через підтримуючу решітку  $\zeta_{8-12} = 1,5$ .

гідравлічні втрати на місцевих опорах визначають за рівнянням:

$$\Delta P_{\text{м.о.}} = \left[ (\xi_1 + \xi_2) \cdot w_{\text{гн}}^2 + 10 \xi_i \cdot \left( \frac{w_{\phi}}{V_{\phi} \cdot 0,75} \right)^2 \right] \cdot \frac{\rho_{\text{г}}}{2}. \quad (4.5)$$

$$\Delta P_{м.о.} = \left[ 1,5 \cdot 7,27 + 10 \cdot 1,5 \left( \frac{0,94}{0,72 \cdot 0,75} \right)^2 \right] \cdot \frac{2,68}{2} = 167 \text{ Па.}$$

Повний гідравлічний опір абсорбера не перевищить:

$$\Delta P_{abc} = 667 + 167 = 834 \text{ Па.}$$

## 5. МЕХАНІЧНІ РОЗРАХУНКИ АБСОРБЕРА

### 5.1. Визначення товщини стінки корпусу абсорбера

Для виготовлення корпусу абсорбера та інших комплектуючих деталей та вузлів використовують хромонікелеву сталь (X18H10T), яка стійка в агресивному середовищі аміаку. Глибинний показник стійкості в даному випадку складає:  $P_c < 0,1$  мм/рік.

Межа міцності матеріалу на розтягування при температурі  $50^\circ\text{C}$ :  $\sigma_\delta = 138$  МН/м<sup>2</sup> [10].

Товщина стінки корпусу абсорбера  $\delta_{ст}$ , (м) який працює під внутрішнім надлишковим тиском  $P$  (МПа) визначається за формулою:

$$\delta_{ст} = \frac{D_{abc} \cdot P}{2 \cdot \sigma_\delta \cdot \varphi} + C_k + C_d, \quad (5.1)$$

$$C_k = P_c \cdot \tau_a, \quad (5.2)$$

де  $\varphi$  – коефіцієнт, який враховує ослаблення корпусу за рахунок зварного шва та неукріплених отворів і може прийматися при відсутності неукріплених отворів в межах:  $\varphi = 0,7 \div 1$ ;

$C_k$  – прибавка товщини стінки з урахуванням корозії за час амортизаційної служби апарата;

$\tau_a = 10$  років;

$C_d$  – додаткова прибавка товщини стінки для округлення результату розрахунку до нормалізованого значення.

$$\delta_{ст} = \frac{1 \cdot (0,5 - 0,1)}{2 \cdot 138 \cdot 0,7} + 0,0001 \cdot 10 + 0,0019 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Межу застосування формули (5.1) перевіряють згідно з залежністю:

$$\frac{\delta_{ст} - C_k}{d_{ам}} \leq 0,1. \quad (5.3)$$

В даному випадку:

$$\frac{0,05 - 0,001}{1} = 0,004 < 0,1.$$

Зовнішній діаметр корпусу абсорбера  $D_k=1010$  мм. Маса циліндричної частини корпусу абсорбера з урахуванням, що густина сталі  $\rho_{ст}=7500$  кг/м<sup>3</sup>, а висота корпусу  $H_k=14,0$  м складе:

$$m_k = \pi \cdot D_{абс} \cdot H_k \cdot \delta_{ст} \cdot \rho_a = 1665 \text{ кг.}$$

### **5.2. Вибір днища та перевірка його на міцність**

У верхній і нижній частинах абсорбера встановлюють днища еліптичної форми відбортовані. Відповідно до зовнішнього діаметра корпусу вибирається нормалізоване днище [16]:

зовнішній діаметр циліндричної частини  $D_k=1010$  мм;

товщина стінки  $\delta_\partial = 5$  мм;

висота  $H_\partial = 250$  мм;

висота циліндричної частини  $h_\partial = 25$  мм;

площа бокової поверхні  $F_\partial = 1,21$  м<sup>2</sup>;

внутрішній об'єм  $V_\partial = 0,1617$  м<sup>3</sup>;

маса  $m_\partial = F_\partial \cdot \delta_\partial \cdot \rho_{ст} = 461$  кг;

товщину стінки днища розраховують за формулою (5.1).

$$\delta_\partial = \frac{1 \cdot (0,05 - 0,001)}{2 \cdot 138 \cdot 0,7} + 0,001 \cdot 10 + 0,0019 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Умова справедливості формули (5.1) [10]:

$$\frac{\delta_\partial - C_k}{D_k} \leq 0,125. \quad (5.4)$$

$$\frac{0,05 - 0,001}{1} = 0,004 < 0,125.$$

### **5.3. Вибір штуцерів**

Згідно з розрахунковими розмірами патрубків вибираються нормалізовані штуцери з фланцевим з'єднанням типу шип-паз. На абсорбері встановлюються штуцери з фланцями з пазом [16]:

Основні розміри фланцевих зварних штуцерів для вводу і виводу рідини:

- робочий тиск 0,6 МПа;
- умовний діаметр патрубка  $d_y = 32$  мм;



- зовнішній діаметр фланця  $d_{\phi} = 120$  мм;
- діаметр внутрішнього отвору фланця  $d_{в.о.} = 31$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_{б.о.} = 90$  мм;
- зовнішній діаметр проточки паза  $d_{п.п.} = 60$  мм;
- ширина паза  $d = 8$  мм;
- товщина фланця  $h = 12$  мм;
- висота з'єднувальної втулки  $H = 35$  мм;
- довжина патрубку  $L = 215$  мм.

Основні розміри фланцевих зварних штуцерів для вводу і виводу газової суміші:

- робочий тиск  $0,6$  МПа;
- умовний діаметр патрубка  $d_y = 350$  мм;
- зовнішній діаметр фланця  $d_{\phi} = 485$  мм;
- діаметр внутрішнього отвору фланця  $d_{в.о.} = 351$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_{б.о.} = 445$  мм;
- зовнішній діаметр проточки паза  $d_{п.п.} = 407$  мм;
- ширина паза  $d = 12$  мм;
- товщина фланця  $h = 18$  мм;
- висота з'єднувальної втулки  $H = 54$  мм;
- довжина патрубка  $L = 250$  мм.

При виборі нормалізованих штуцерів, які відповідають робочому тиску в абсорбері, відпадає необхідність перевірки їх на міцність.

#### **5.4. Вибір фланців для з'єднання секцій абсорбера**

Для з'єднання секцій абсорбера передбачається застосування в парі нормалізованих плоских фланців з пазом типу виконання-2 і з шипом типу виконання – 3 [16]:

- умовний діаметр  $d_y = 1000$  мм;
- робочий тиск  $0,6$  МПа;
- зовнішній діаметр фланця  $d_{\phi} = 1130$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_{б.о.} = 1090$  мм;
- зовнішній діаметр шипа  $d_{ш.} = 1050$  мм;
- зовнішній діаметр паза  $d_n = 1052$  мм;
- ширина шипа  $a_{ш} = 13$  мм;
- ширина паза  $a_n = 15,5$  мм;
- товщина фланця  $h = 40$  мм;
- діаметр отворів під болти  $d_b = 23$  мм;
- число отворів під болти  $Z = 36$ .

#### **5.5. Вибір решітки під насадку та опори для решітки**

Для укладання кілець Рашига діаметром  $80$  мм встановлюють нормалізовану сталю збірну решітку з нержавіючої сталі, тип виконання – II [15]:

- діаметр решітки  $d = 986$  мм;
- максимальна ширина секції  $B = 388$  мм;

- кількість секцій – 3;
- крок між ребрами  $t = 45$  мм;
- товщина ребра  $S = 6$  мм;
- висота ребра  $h = 50$  мм;
- маса решітки  $m_p = 61$  кг.

Решітку встановлюють на нормалізоване опорне кільце з нержавіючої сталі, тип виконання – II [15]:

- діаметр кільця  $d = 1000$  мм;
- ширина кільця  $B = 60$  мм;
- товщина кільця  $S = 6$  мм;
- маса кільця  $m_k = 9,86$  кг.

### **5.6. Вибір тарілок для розподілення рідини по насадці та виводу рідини на охолодження**

Для розподілення охолодженої рідини по насадці приймають розподільну нормалізовану тарілку типу ТСН-III із нержавіючої сталі [10,15]:

- умовний діаметр  $d_y = 1000$  мм;
- діаметр переливного бортика  $d_1 = 580$  мм;
- висота переливного бортика  $h = 60$  мм;
- діаметр рідини патрубків  $d_p = 45$  мм;
- кількість переливних патрубків  $n = 30$ ;
- маса тарілки  $m_T = 9,7$  кг.

Для збору і виводу гарячої рідини на охолодження приймають тарілку ковпачкову типу ТСК-1 [10,15], модифіковану установкою додаткових патрубків для виводу рідини за межі абсорбера для охолодження:

- умовний діаметр  $d_y = 1000$  мм;
- периметр зливу  $L = 0,8$  мм;
- площа зливу  $S = 0,05$  м<sup>2</sup>;
- відносна площа для проходу газової суміші 9%;
- число ковпачків  $n = 37$ ;
- маса тарілки  $m_{T1} = 47,5$  кг.

### **5.7. Вибір люків**

У кожній секції абсорбера передбачають установку нормалізованого люка з кришкою, тип виконання-II [16]:

- робочий тиск  $p = 0,6$  МПа;
- внутрішній діаметр люка  $d = 450$  мм;
- зовнішній діаметр кришки  $d_1 = 570$  мм;
- товщина стінки  $S = 8$  мм;
- відстань від поверхні абсорбера до кришки по осі люка  $H_L = 200$  мм;
- товщина кришки  $h = 24$  мм;
- маса люка  $m_L = 69$  кг.

## 5.8. Вибір опори

Нормалізована опора вибирається в залежності від вагового навантаження (в МН). За максимальне навантаження приймають більше із значень, які відповідають повній вазі абсорбера в умовах експлуатації або при гідравлічних випробуваннях [15,16]

Маса абсорбера в робочому стані містить маси:

- корпусу 1665 кг;
- днищ:  $2 \times 46 = 92$  кг;
- підтримуючих решіток:  $5 \times 61 = 305$  кг;
- опорних кілець:  $5 \times 9,7 = 48,5$  кг;
- розподільних тарілок ТСН-III:  $5 \times 9,7 = 48,5$  кг;
- ковпачкових тарілок ТСК-I:  $5 \times 47,5 = 237,5$  кг;
- люків:  $5 \times 69 = 345$  кг;
- насадки: 5083 кг.

Загальна маса  $\Sigma m = 7825$  кг.

З урахуванням можливості встановлення додаткового обладнання, контрольно-виміральної та регулюючої апаратури, утримання на насадці та тарілках деякої кількості абсорбента, необхідності врахування вітрового навантаження та сейсмічної небезпеки слід застосувати коефіцієнт запасу  $k=1,5$ .

Робоча вага абсорбера:

$$P = \Sigma m \cdot g \cdot k \cdot 10^{-6}, \text{ МН.} \quad (5.5)$$

$$P = 7825 \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,115 \text{ МН.}$$

Під час гідравлічних випробувань абсорбер заповнюють водою до встановлення внутрішнього устаткування (решіток, тарілок, насадки). Навантаження визначається за масою корпусу з днищами і масою води, якою заповнюється внутрішній об'єм абсорбера.

$$V_{\text{абс.}} = 40,9 \text{ м}^3.$$

Максимальне навантаження на опору при гідравлічних випробуваннях з коефіцієнтом запасу 1,5:

$$P_{z \text{ max}} = (m_{\text{корп.}} + \Sigma m_{\text{днищ}} V_{\text{абс.}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}) \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6}, \text{ МН}; \quad (5.6)$$

$$P_{z \text{ max}} = (1665 + 92 + 40,9 \cdot 1000) \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,628 \text{ МПа.}$$

Нормалізована циліндрична опора типу виконання – II при  $P_{\text{max}} = 0,63$  і  $P_{\text{min}} < 0,32$  [16]:

внутрішній діаметр  $d = 1000$  мм;

товщина стінки  $S_1 = 8$  мм;  
товщина опорної плити  $S_2 = 20$  мм;  
діаметр отворів під болти кріплення  $d_2 = 35$  мм;  
діаметр болтів М 30;  
число болтів  $Z = 6$ ;  
висота опори  $H_1 = 1500$  мм.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Химический энциклопедический словарь [текст] Под ред. И.Л. Кнунянца. – М.: Сов. энциклопедия, 1983. – 793 с.
2. Справочник азотчика [текст]. В 2 т. Т.1. – М.: Химия, 1967. – 491 с.
3. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии [текст]: учебник / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. – М.: Госхимиздат, 1968. – 847 с.
4. Рамм В.М. Абсорбция газов [текст] / В.М. Рамм. – М.: Химия. 1976. – 655 с.
5. Рамм В.М. Абсорбция газов [текст] / В.М. Рамм. – М.: Химия. 1966. – 767 с.
6. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [текст] / Учебное пособие для химико-технологических специальностей вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков: под ред. П.Г. Романкова. – Л.: Химия, 1987. – 575 с.
7. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов [текст] / Н.Б. Варгафтик. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
8. Справочник химика [текст] в 6 т. Т.3 – М.: Химия, 1964. – 1005 с.
9. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [текст]: Учебник для химико-технологических вузов / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. – 750 с.
10. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии [текст]: Пособие по проектированию / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
11. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии [текст] / Учебник для химико-технологических специальностей / Ю.И. Дытнерский. – В 2 ч. ч.2. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
12. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [текст]: учебное пособие / Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. Лещенко, А.П. Толчинская; под ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харьков.: НГУ «ХП», 2006. – 432 с.
13. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л. Процеси і апарати хімічної технології [текст] : навчальний посібник / Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, О.П. Готлінська, В.О. Лещенко. – Харків: НГУ «ХП», 2007. – 540 с.

14. Смирнов Н.Н. Альбом типовой химической аппаратуры. Принципиальные схемы аппаратов [чертежи]: учебное пособие для вузов / Н.Н. Смирнов, В.М. Барабаш, К.А. Карпов. – С.-Пб.: Химиздат, 2006. – 80 с.

15. Лацинский А.А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник [текст] А.А. Лацинский, А.Р. Толчинский. – М.: Альянс, 2008. – 752 с.

16. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. Справочник [текст] А.А. Лацинский. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с.





