

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ  
Державний вищий навчальний заклад  
«Український державний хіміко-технологічний університет»

Методичні вказівки

до виконання курсового проекту  
з дисципліни «Основні процеси та апарати хімічної технології»  
для студентів усіх спеціальностей і форм навчання  
за темою "Розрахунок абсорбційних установок для систем,  
які відповідають закону Генрі»"

Затверджено на засіданні  
кафедри «Процеси та апарати  
хімічної технології».  
Протокол № 12 від 27.05.11.

Дніпропетровськ ДВНЗ УДХТУ 2013

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з курсу «Основні процеси та апарати хімічної технології». Розділ «Абсорбція» для студентів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл. О.О. Тертишний. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2013. – 48 с.

Укладач О.О. Тертишний, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск П.Г.Сорока, д-р техн. наук

В методичних вказівках розглядається загальний порядок розрахунку абсорбційних установок для систем, які підкоряються закону Генрі. На конкретних прикладах показано особливості розрахунку насадкових і барботажних абсорберів при визначенні їх конструктивних, гідравлічних і механічних характеристик.

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання курсового проекту  
з дисципліни «Основні процеси та апарати хімічної технології»  
для студентів усіх спеціальностей і форм навчання за темою "Розрахунок  
абсорбційних установок для систем, які відповідають закону Генрі"

Авторська редакція

Підписано до друку 17.01.13. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.  
Умовн.-друк. арк. 2,05. Облік.-вид. арк. 2,10. Зам. № 128. Тираж 50 прим.  
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 вловлювання водою вуглекислого газу (оксиду вуглецю – IV) із суміші його з повітрям.

Продуктивність по газовій суміші при нормальних умовах  $V_0=2400$   $\text{м}^3/\text{год}$ , вміст  $\text{CO}_2$  на вході в абсорбер  $y_n=4,5\%$  (об); степінь вловлювання  $C_0=0,92$ ; степінь регенерації абсорбента (води)  $C_p=0,96$ , температура потоків на вході в абсорбер  $t_n = 25^\circ\text{C}$ . Тиск газу на вході в абсорбер вибрати обґрунтовано.

### **Вступ**

Відповідно до завдання, необхідно виконати розрахунки абсорбційної установки для вловлювання  $\text{CO}_2$  із суміші його з повітрям з одержанням в якості кінцевого продукту вуглекислого газу. В процесі беруть участь три компоненти: вуглекислий газ, повітря і вода.

Вуглекислий газ в промислових умовах одержують із пічних газів, із продуктів розкладання природних карбонатів (вапняк, доломіт). Відомі технології одержання вуглекислоти із коксового газу.  $\text{CO}_2$  використовують для створення захисного інертного середовища, для вогнегасіння при зварювальних роботах.

Знаходить застосування при виробництві харчових продуктів. Рідка вуглекислота існує лише під підвищеним тиску ( $6,5 \div 7$  МПа). При зменшенні тиску частина її випаровується, а решта утворює сухий лід. Рідку вуглекислоту використовують в якості холодоагенту, робочого тіла в холодильниках, морозильниках, сонячних електрогенераторах. Помітне насичення води вуглекислотою можливе лише під підвищеним тиском.

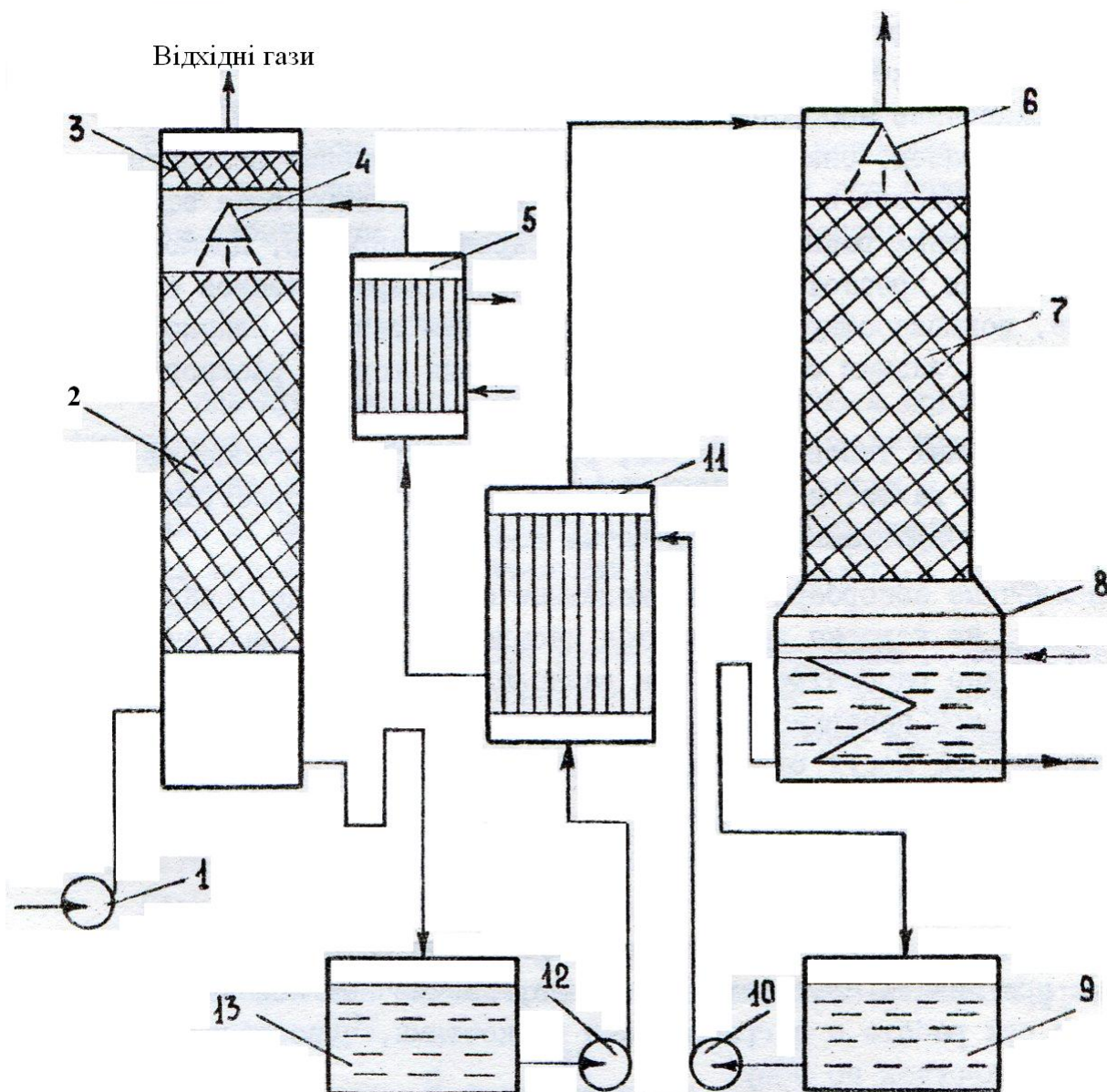
## **1 Загальна частина**

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

При фізичній абсорбції абсорбтив хімічно не взаємодіє з абсорбентом. В даному випадку має місце фізична абсорбція. Об'єднання в одній технологічній схемі процесів абсорбції і десорбції дозволяє виділити необхідний газовий компонент в чистому вигляді і регенерувати абсорбент для повторного застосування (рис. 1).

## 1.1 Теоретичні основи процесів абсорбції

Розчинність газів у рідинах залежить від властивостей абсорбента та абсорбтиву, від температури і парціального тиску газового компонента над



1 – вентилятор (газодувка); 2 – абсорбер; 3 – каплевідбійник; 4, 6 – зрошувачі; 5 – холодильник; 7 – десорбер; 8 – куб десорбера; 9, 13 – ємності для абсорбенту; 10, 12 – насоси; 11 – теплообмінник-рекуператор.

Рисунок 1 – Технологічна схема абсорбційної установки.

розчином і характеризується законом Генрі, згідно з яким рівноважний тиск компонента  $p_A^*$  пропорційний мольній частці газу в розчині  $x_A$ , кмоль А / кмоль (А+В).

$$p_A^* = E \cdot x_A, \quad (1.1)$$

де  $E$  – константа Генрі, яка має розмірність тиску.  
З урахуванням закону Дальтона можна записати:

$$y_A^* = \frac{E}{P} \cdot x_A = m \cdot x_A, \quad (1.2)$$

де  $y_A^*$  - рівноважна мольна (об'ємна) частка розподіляемого компонента в газовій суміші, кмоль  $A$  / кмоль газ. суміші;

$P$  – загальний тиск в системі, одиниці тиску;

$m$  – константа фазової рівноваги.

Закон Генрі справедливий для ідеальних і малорозчинних газів.

Склад фаз, при необхідності, можна представити іншими способами вираження концентрацій [1, 5]. Для даного процесу розчинення  $CO_2$  водою закон Генрі у відносних масових концентраціях буде мати наступний вигляд:

$$\frac{M_{\Pi} \bar{Y}^*}{M_{\Pi} \bar{Y}^* + M_{CO_2}} = m \frac{M_{H_2O} \cdot \bar{X}}{M_{H_2O} + M_{CO_2}},$$

звідки за правилом пропорції:

$$\frac{M_{\Pi} \bar{Y}^*}{M_{\Pi} \bar{Y}^* + M_{CO_2} - M_{\Pi} \bar{Y}^*} = m \frac{M_{H_2O} \cdot \bar{X}}{M_{H_2O} + M_{CO_2} - M_{H_2O} \bar{X}},$$

або

$$\frac{M_{\Pi} \bar{Y}^*}{M_{CO_2}} = m \frac{M_{H_2O} \cdot \bar{X}}{M_{H_2O} \bar{X}(1 - m) + M_{CO_2}}, \quad (1.3)$$

де  $M_{\Pi}$ ,  $M_{CO_2}$ ,  $M_{H_2O}$  - молекулярні маси повітря, вуглекислоти і води відповідно, кг/кмоль;

$\bar{Y}^*$  - рівноважна відносна масова концентрація  $CO_2$  в повітрі,  $kgCO_2/kg$  повітря;

$\bar{X}$  - відносна масова концентрація  $\text{CO}_2$  у воді,  $\text{кгCO}_2/\text{кг H}_2\text{O}$ .

В загальному випадку при представленні складу фаз у відносних концентраціях рівновага в системі газ-рідина повинна зображатися кривою лінією.

Але для розбавлених розчинів (малих концентрацій  $\bar{X}$  газу в рідині, що має місце в даному випадку) можна прийняти  $\bar{X} (1-m) \approx 0$ .

Тоді рівняння (1.3) прийме вид:

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{п}}} \cdot \bar{X} = m' \cdot \bar{X}, \quad (1.4)$$

де  $m'$  - приведена константа фазової рівноваги.

В такому вигляді рівновага графічно зобразиться прямою лінією.

Основним завданням при розрахунку абсорбера є визначення поверхні контакту фаз  $F$ ,  $\text{м}^2$ , згідно з рівнянням масопередачі [3, 5]:

$$F = \frac{M}{K_{\bar{y}} \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}}, \quad (1.5)$$

де  $M$  – масова витрата поглинутого  $\text{CO}_2$ ,  $\text{кг/с}$ ;

$K_{\bar{y}}$  - коефіцієнт масопередачі,  $\text{кг/м}^2\text{с} \cdot (\Delta \bar{Y} = 1.)$ ;

$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}}$  - середня рухома сила процесу абсорбції.

## 1.2. Вибір типу апарату

Вибір типу абсорбера в кожному конкретному випадку залежить від умов ведення процесу та техніко-економічних факторів.

Поверхневі абсорбери використовують для поглинання добре розчинних газів. Вони мають обмежене застосування внаслідок низької ефективності і громіздкості. Розпилюючі абсорбери більш ефективні, компактні, прості за устроєм, мають низький гідравлічний опір, дають можливість працювати з забрудненими газами. Їх також доцільно застосовувати для поглинання добре розчинних газів. Більш поширені насадкові і барботажні (тарільчасті) абсорбери.

Насадкові абсорбери – колонні апарати з перфорованими проміжними опорами, на які завантажуються насадкові тіла. Цей тип апаратів можна розглядати як різновид плівкових. Вони мають розвинуту поверхню контакту фаз і низький гідравлічний опір. Можуть функціювати в різних гідродинамічних режимах. Самим ефективним є перехід від режиму підвисання до емульгування. Основні переваги: простота конструкції і низький гідравлічний опір. Недоліки: труднощі з організацією відводу теплоти, не завжди добра змочуванність насадки при низькій щільності зрошення. Насадкові колони недоцільно застосовувати при роботі з забрудненими рідинами, вони досить чутливі до змін навантаження по газу.

Барботажні (тарільчасті) абсорбери – це, як правило, вертикальні колонні апарати, в яких на певній відстані розташовані горизонтальні контактні пристрої-тарілки. Поверхня контакту фаз в апаратах цього типу залежить від степені диспергування газового потоку в шарі рідини на бульбашки і струминки, що в свою чергу залежить від гідродинамічного режиму.

Розмаїття існуючих конструкцій тарілок пояснюється постійним пошуком найбільш ефективних контактних пристроїв, які забезпечать високу інтенсивність масообміну, простоту виготовлення і монтажу, а також низький гідравлічний опір. В порівнянні з насадковими абсорберами, барботажні характеризуються підвищеною інтенсивністю і ефективністю масообміну і тому більш компактні.

Серед недоліків слід визначити значний гідравлічний опір, складність виготовлення і монтажу. Вибір того, чи іншого типу абсорбера оцінюють при порівнянні технологічних і техніко-економічних показників.

## **2 Розрахунок абсорбера**

В наступних розрахунках газова і рідина фази розглядаються, як бінарні, які складаються із розподіляемого компоненту, вуглекислоти і інертної частини, відповідно, повітря і води. Фізичні властивості приймаються за середніми значеннями. Витрати фаз в розрахунках доцільно виразити в масових одиницях, а вміст фаз у відносних масових концентраціях.

Метою розрахунку є визначення основних конструктивних характеристик абсорбера (внутрішнього діаметра і загальної висоти), а також його гідравлічного опору для оцінки енергетичних затрат на транспортування газового потоку через апарат. Вказані характеристики визначаються на основі технологічного розрахунку.

## 2.1 Технологічний розрахунок абсорбера

### 2.1.1 Матеріальний баланс процесу абсорбції

Прийmemo витрати фаз по висоті апарату постійними і виразимо зміст розподіляє мого компонента вуглекислоти, у відносних масових концентраціях. Тоді рівняння матеріального балансу можна записати наступним чином:

$$M = G(\bar{Y}_{\Pi} - \bar{Y}_K) = L(\bar{X}_K - \bar{X}_{\Pi}), \quad (2.1)$$

де  $M$  - масова витрата вуглекислоти, яка вловлюється, кг/с;

$G, L$  - масові витрати, відповідно, інертного газу (повітря) і чистого абсорбента (води), кг/с;

$\bar{Y}_{\Pi}, \bar{Y}_K$  - початкова і кінцева відносна масова концентрація вуглекислоти в повітрі кг  $\text{CO}_2$ /кг повітря;

$\bar{X}_K - \bar{X}_{\Pi}$  - початкова і кінцева відносна масова концентрація вуглекислоти у воді, кг  $\text{CO}_2$ /кг  $\text{H}_2\text{O}$ .

Перерахунок вмісту вуглекислоти в повітрі на вході в абсорбер у вибрану розмірність проводять за формулою:

$$\bar{Y}_{\Pi} = \frac{y_{\Pi} M_{\text{CO}_2}}{(1 - y_{\Pi}) M_{\Pi}}, \quad (2.2)$$

де  $y_{\Pi}$  - мольна частка вуглекислоти в повітрі на вході в абсорбер, кг $\text{CO}_2$ /кг кмоль  $\text{CO}_2$ /кмоль газ.суміші.

$M_{\text{CO}_2}, M_{\Pi}$  - молекулярні маси  $\text{CO}_2$  і повітря

$M_{\text{CO}_2} = 44$  кг/кмоль;  $M_{\Pi} = 29$  кг/кмоль.

Мольна частка компонента суміші ідеальних газів рівна його об'ємній частці, звідки  $y_{\Pi} = 0,045$ .

Тоді:

$$\bar{Y}_{\Pi} = \frac{0,045 \cdot 44}{(1 - 0,045) \cdot 29} = 0,072 \text{ кгCO}_2/\text{кг повітря}.$$

Кінцева концентрація вуглекислоти в повітрі на виході із абсорбера розраховується на основі регламентованої степені вловлювання:

$$\bar{Y}_K = \bar{Y}_{\Pi} (1 - C_0) \quad (2.3)$$



$$\bar{Y}_K = 0,072(1 - 0,92) = 0,0058 \text{ кгСО}_2/\text{кг повітря}.$$

Кінцева концентрація розподіляемого компоненту в абсорбенті впливає на його витрату, від чого залежать розміри абсорбера і частина енергетичних витрат, які пов'язані з перекачуванням рідини і її регенерацією. Кінцеву концентрацію  $\bar{X}_K$  можна визначити із рівняння матеріального балансу (2.1) після вибору оптимального значення коефіцієнта надлишку абсорбента. Початкова концентрація  $\bar{X}_\Pi$  визначається з урахуванням степені регенерації  $C_p$ .

$$M = L_{\min} (\bar{X}_K^* - \bar{X}_\Pi) = L_{\min} \varphi (\bar{X}_K - \bar{X}_\Pi) = L_{\min} \cdot \varphi \left[ \bar{X}_K - \bar{X}_K (1 - C_p) \right], \quad (2.4)$$

де  $L_{\min}$  – мінімальна масова витрата чистого абсорбенту, кг/с;

$\bar{X}_K^*$  – кінцева відносна масова концентрація вуглекислоти у воді,

рівноважна з відносною масовою концентрацією  $\bar{Y}_K$  в газі на виході з абсорбера кг  $\text{CO}_2/\text{кг H}_2\text{O}$ ;

$\varphi$  – коефіцієнт надлишку абсорбента.

Коефіцієнт надлишку абсорбента визначається на основі техніко-економічних розрахунків. На практиці його значення коливається в межах  $1,1 \div 1,5$ . Приймається для розрахунку  $\varphi = 1,5$ .

В результаті спільного рішення виразів (1.4) і (2.4) одержуємо:

$$M = L_{\min} \left[ \frac{M_\Pi}{m \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}} \bar{Y}_\Pi - \bar{X}_K (1 - C_p) \right] = L_{\min} \varphi \left[ \bar{X}_K - \bar{X}_K (1 - C_p) \right],$$

$$\frac{M_\Pi}{m \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}} \bar{Y}_\Pi = \varphi \cdot \bar{X}_K + \bar{X}_K (1 - C_p) - \varphi \bar{X}_K (1 - C_p).$$

$$\bar{X}_K = \frac{\bar{Y}_K \cdot M_\Pi}{m \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} [1 + C_p (\varphi - 1)]}.$$

Для прийнятої температури  $25^\circ\text{C}$  константа Генрі згідно [5]:

$$E = 1,24 \cdot 10^6 \text{ мм.рт.ст.}$$

З погляду на велике значення константи Генрі, яка свідчить про низьку розчинність  $\text{CO}_2$  у воді розрахунковий тиск в абсорбері приймається на рівні  $P=3,0$  МПа. Звідки константа розподілення складе:

$$m = \frac{1,24 \cdot 10^6 \cdot 133,3}{3,0 \cdot 10^6} = 55,1;$$

$$\bar{X}_K = \frac{0,072 \cdot 29}{18 \cdot [1 + 0,96(1,5 - 1)]} = 0,00142 \text{ кг } \text{CO}_2/\text{кг } \text{H}_2\text{O};$$

$$\bar{X}_\Pi - \bar{X}_K(1 - C_p) = 0,0019(1 - 0,96) = 0,000057 \text{ кг } \text{CO}_2/\text{кг } \text{H}_2\text{O}.$$

Перевірка наявності рушійної сили процесу абсорбції за одержаними значеннями  $\bar{X}_\Pi$ ,  $\bar{X}_K$ ,  $\bar{Y}_\Pi$  і  $\bar{Y}_K$  по всій висоті абсорбера згідно з (1.4).

$$\Delta \bar{Y}_\Pi = \bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\Pi^* = \bar{Y}_\Pi - m \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_\Pi} \bar{X}_K > 0, \quad (2.6)$$

$$\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^* = \bar{Y}_K - m \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_\Pi} \bar{X}_\Pi > 0, \quad (2.7)$$

$$\bar{Y}_\Pi = 0,072 - 55,1 \frac{18}{44} \cdot 0,00142 = 0,040 \text{ кг } \text{CO}_2/\text{кг повітря},$$

$$\bar{Y}_K = 0,0058 - 55,1 \frac{18}{44} \cdot 0,000057 = 0,0045 \text{ кг } \text{CO}_2/\text{кг повітря}.$$

Середня рушійна сила процесу абсорбції по газовій фазі визначається, як середня логарифмічна різниця концентрацій:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_M}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_6}{\Delta \bar{Y}_M}}, \quad (2.8)$$

де  $\bar{Y}_6 = \Delta \bar{Y}_{\Pi} = 0,040$  кг CO<sub>2</sub>/кг повітря,

$\bar{Y}_M = \Delta \bar{Y}_K = 0,0045$  кг CO<sub>2</sub>/кг повітря.

$$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{0,040 - 0,0045}{\ln \frac{0,040}{0,0045}} = 0,0163 \text{ кг CO}_2/\text{кг повітря}.$$

Масова витрата інертної частини газу визначається виразом:

$$G = V_o \cdot \rho_{0\Pi} (1 - Y_{\Pi}), \quad (2.9)$$

де  $V_o$  – об'ємна витрата газової суміші при нормальних умовах, нм<sup>3</sup>/с;  
 $\rho_{0\Pi}$  – густина повітря при нормальних умовах, кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_{0\Pi} = 1,293$  кг/м<sup>3</sup>.

$$G = \frac{2400}{3600} \cdot 1,293(1 - 0,072) = 0,80 \text{ кг / с}.$$

Якщо газова фаза складається із кількох компонентів, середня густина інертної частини при нормальних умовах  $\rho_{0y}$  буде:

$$\rho_{0y} = \rho_0 = C_{y\Pi}, \quad (2.10)$$

де  $\rho_0$  – середня густина газової суміші при нормальних умовах, кг/м<sup>3</sup>;

$C_{y\Pi}$  – об'ємна масова концентрація компонента, який поглинається на вході в абсорбер, кг/м<sup>3</sup>.

Середню густину газу можна розрахувати за середньою молекулярною масою відповідної газової суміші із рівняння Менделєєва-Клайперона:

$$\rho_0 = \frac{P_0 \cdot M_{\text{сер}}}{RT_0}, \quad (2.11)$$

де  $P_0$  – нормальний тиск, Па;  $P_0 = 10^5$  Па;

$R$  – газова константа, Дж/(кмоль·К);  $R = 8310$  Дж/(кмоль·К);

$T_0$  – абсолютна температура, К;  $T_0 = 273$  К.

Об'ємна масова концентрація розподіляемого компонента на вході в абсорбер  $\bar{C}_{y\Pi}$  визначається формулою для перерахунку [5]:

$$\bar{C}_{y\Pi} = \frac{\rho_0 \cdot M_{\text{абс}} \cdot y_{\Pi}}{M_{\text{абс}} y_{\Pi} + M_{\text{ін.ч.}} (1 - y_{\Pi})}, \quad (2.12)$$

де  $M_{\text{абс.}}$ ,  $M_{\text{ін.ч.}}$  – молекулярні маси компонента, який абсорбується із інертної частини газу-носія, відповідно, кг/кмоль.

Продуктивність абсорбера по поглинутій вуглекислоті:

$$M = G \left( \bar{Y}_{\Pi} - \bar{Y}_{\text{к}} \right) = 0,80 \cdot (0,72 - 0,0058) = 0,053 \text{ кг/с.}$$

Витрата абсорбента (води):

$$L = \frac{M}{\bar{X}_{\text{к}} - \bar{X}_{\Pi}} = \frac{0,053}{0,00142 - 0,000057} = 38,9 \text{ кг/с.}$$

Середня питома витрата абсорбента складе:

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{38,9}{0,80} = 48,58 \text{ кг H}_2\text{O/кг повітря.}$$

Витрати рідкої фази на вході і виході абсорбера, відповідно  $L_{\Pi}$  і  $L_{\text{к}}$ , складе:

$$L_{\Pi} = L (1 + \bar{X}_{\Pi}) = 38,9 (1 + 0,000057) = 38,9 \text{ кг/с.}$$

$$L_{\text{к}} = L (1 + \bar{X}_{\text{к}}) = 38,9 (1 + 0,00142) = 38,96 \text{ кг/с.}$$

Витрати газової суміші на вході і виході абсорбера, відповідно,  $G_{\Pi}$  і  $G_{\text{к}}$ , будуть:

$$G_{\Pi} = G (1 + \bar{Y}_{\Pi}) = 0,80 (1 + 0,072) = 0,86 \text{ кг/с,}$$

$$G_{\text{к}} = G (1 + \bar{Y}_{\text{к}}) = 0,80 (1 + 0,0058) = 0,805 \text{ кг/с.}$$

## 2.2 Тепловий баланс і розрахунок температури абсорбента

Процес абсорбції по можливості доцільно вести без відводу теплоти, яка може виділятися при розчинення газу рідиною. Якщо спостерігається значне підвищення температури його необхідно враховувати при визначенні рівноваги і рушійної сили процесу.

Для спрощення можна вважати, що теплота, яка виділяється при абсорбції витрачається тільки на нагрівання рідини, Температура абсорбента на виході із апарату визначиться із рівняння теплового балансу процесу абсорбції [1]:

$$T_K = T_{\Pi} + \frac{q}{C_p} \left( \bar{X}_K - \bar{X}_{\Pi} \right), \quad (2.13)$$

де  $T_{\Pi}$ ,  $T_K$  – температура рідини, відповідно, на вході і виході абсорбера, К;

$q$  - диференційна теплота розчинення газу, кДж/кг:

$C_p$  – питома теплоємність води [6]

$$C_p = 4,19 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}.$$

Для розрахунку диференційної теплоти розчинення газу  $q$  використовують рівняння [1]:

$$\ell n E = -\frac{q}{RT} + C, \quad (2.14)$$

де  $E$  – константа Генрі, Па;

$T$  – температура, К;

$R$  – газова константа, кДж/кмоль·К;  $R = 8,310 \text{ кДж/кмоль} \cdot \text{К}$ ;

$C$  – постійна величина, яка залежить від природи газу і розчинника.

Диференційна теплота розчинення для довільно взятого температурного інтервалу визначиться наступним числом:

$$q = R \frac{\ell n E_1 - \ell n E_2}{\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}}, \quad (2.15)$$

де  $E_1$ ,  $E_2$  – константи Генрі для абсорбції вуглекислоти водою при температурах  $T_1$  і  $T_2$ , відповідно:

$$T_1 = 298 \text{ К}; E_1 = 1,24 \cdot 10^6 \text{ мм.рт.ст.} \cdot 133,3 = 1,65 \cdot 10^8 \text{ Па}$$

$$T = 303 \text{ К}; E_2 = 1,41 \cdot 10^6 \text{ мм.рт.ст.} \cdot 133,3 = 1,88 \cdot 10^8 \text{ Па} \quad [6]$$

$$q = 8,31 \frac{\ln 1,65 \cdot 10^8 - \ln 1,88 \cdot 10^8}{\frac{1}{303} - \frac{1}{298}} = 18005 \text{ кДж/кмоль.}$$

Одержане значення диференційно теплоти розчинення газу необхідно привести до вибраної для розрахунків розмірності:

$$q' = \frac{q}{M_{H_2O}} = \frac{18005}{18} = 1000,3 \text{ кДж/кг.}$$

Тоді, згідно з виразом (2.13):

$$T_K = 298 + \frac{1000,3}{4,19} (0,00142 - 0,000057) = 298,33 \text{ К.}$$

Як видно, температура абсорбенту практично не зростає  $\Delta T = 0,33 \text{ К}$ . Процес абсорбції можна вважати ізотермічним.

### 3 Розрахунок насадкового абсорбера

Для оцінки необхідної поверхні контакту фаз, згідно з виразом (1.5) та попереднім технологічним розрахунками визначають коефіцієнт масопередачі за рівнянням адитивності фазових дифузійних опорів [1]

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}}, \quad (3.1)$$

де  $K_y$  – коефіцієнт масопередачі,  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$ ;

$\beta_y, \beta_x$  – коефіцієнти масовіддачі, відповідно в газовій і рідинній фазах  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$ ;

$m'$  – приведена константа фазової рівноваги, згідно з виразом (1.4)

$$m' = m \frac{M_{H_2O}}{M_{II}} = 55,1 \frac{18}{29} = 34,2.$$

Для розрахунків коефіцієнтів масовіддачі насамперед слід визначитися з типом насадки та розрахувати швидкості потоків в абсорбері.

### 3.1 Вибір типу насадки і рекомендації по її застосуванню

Тип насадки вибирають за наступними параметрами [9]:

- оптимальними навантаженнями по газу і рідині (рис. 2);
- гідравлічному опору, який відповідає навантаженню по рідині (рис.3);
- орієнтовній ефективності насадки (рис.4).

Вибір насадки уточнюється при розрахунках вказаних параметрів.

Насадки стандартизовані, а їх основні технічні характеристики наводяться в довідковій і учбовій літературі [1-3, 5-6].

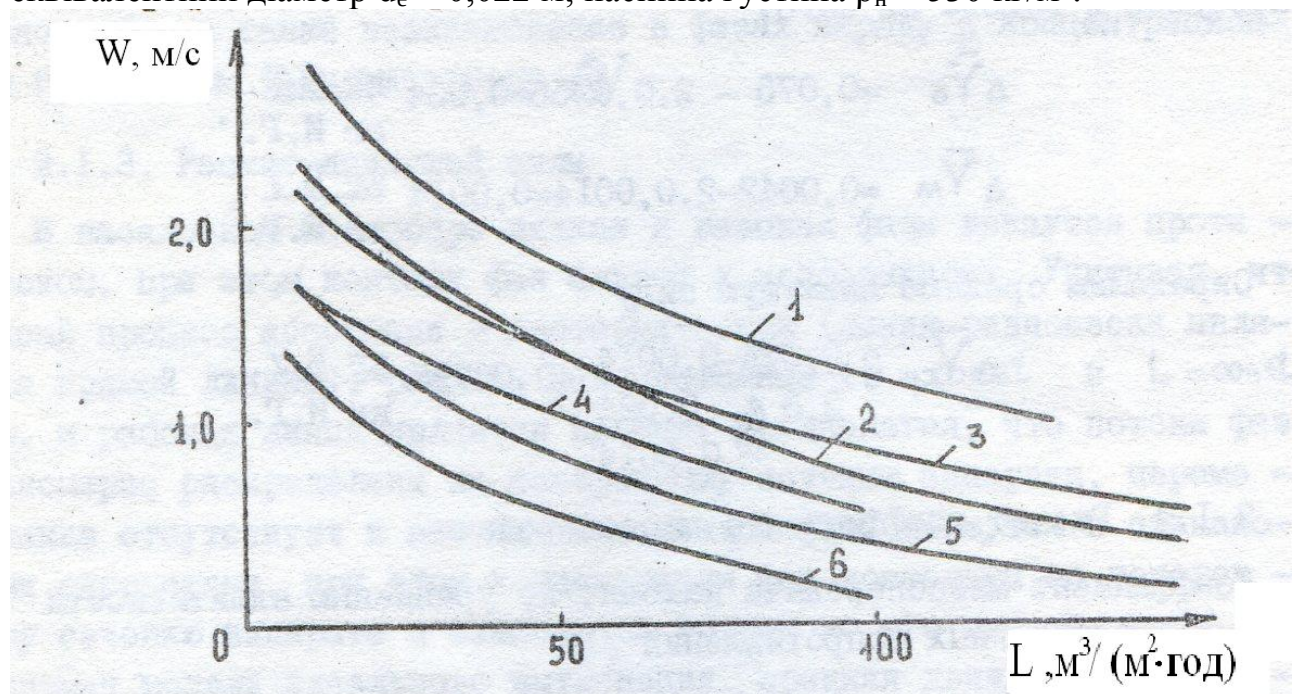
Узагальнені характеристики насадок наведено в табл. 1.

Рекомендації по застосуванню насадок:

- кільця Рашіга – при стабільних навантаженнях по газу або парі, а також при необхідності частій заміни насадки;
- кільця Паля металічні – в неагресивних середовищах при необхідності високих рівней продуктивності, ефективності і механічної міцності насадки;
- сідла Інталокс – для забезпечення максимальної ефективності чи продуктивності апарата в корозійному середовищі.

З урахуванням більшості вимог в даному випадку можна застосувати насадку із керамічних кілець Рашіга 35х35х4 мм завантажену навалом.

Питома поверхня насадки  $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ; вільний об'єм  $\epsilon = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; еквівалентний діаметр  $d_e = 0,022 \text{ м}$ ; насипна густина  $\rho_n = 530 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

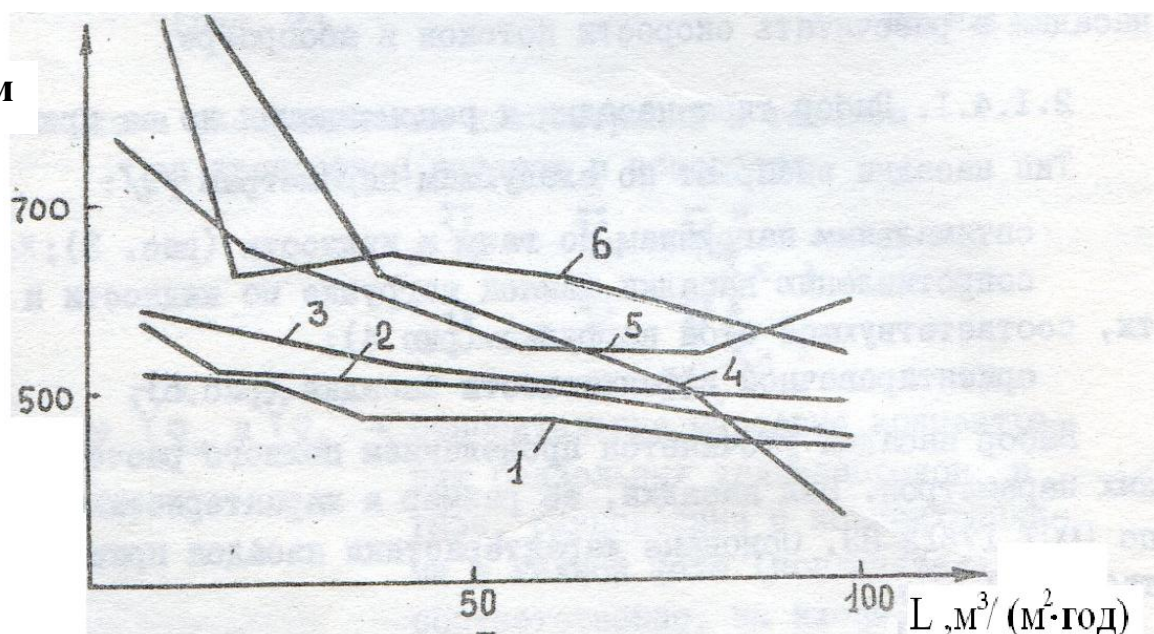


- 1,2 – металічні кільця Паля діаметром, відповідно, 50 і 25 мм;  
3,5-керамічні сідла Інталокс діаметром 50 і 25 мм;  
4,6 – керамічні кільця Рашіга діаметром 50 і 25 мм.

Рисунок 2 – Графік для вибору насадки за оптимальним навантаженням

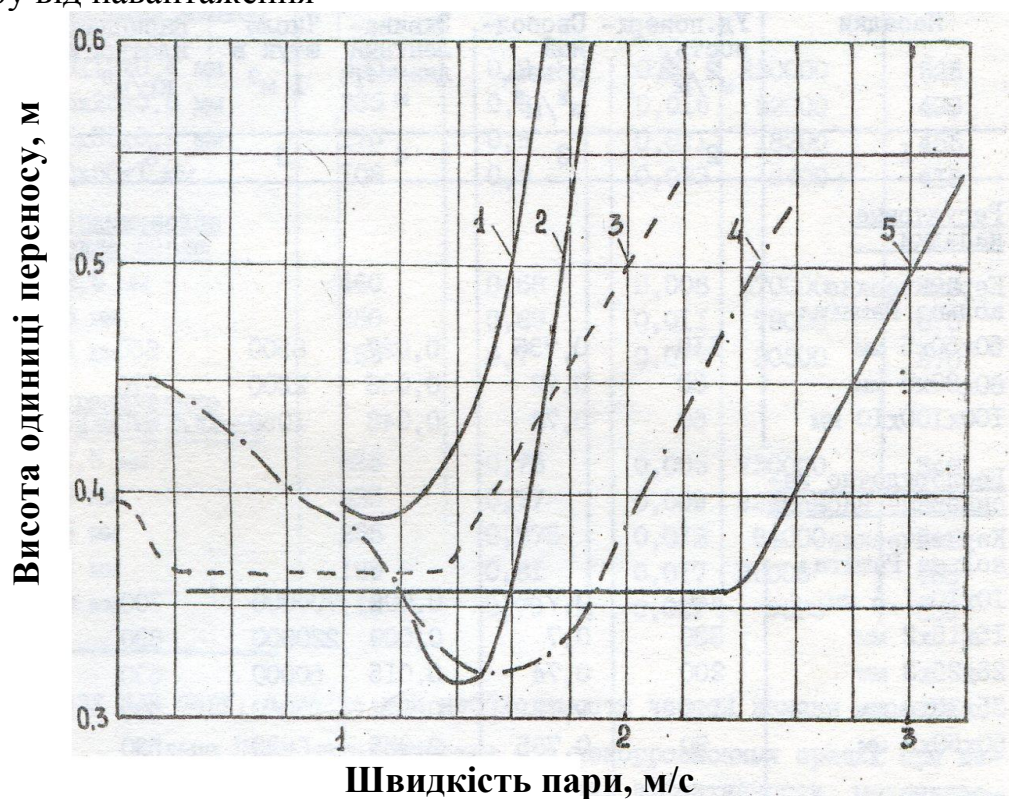


$\Delta P$ , Па/м



- 1,5 – металічні кільця Паля діаметром, відповідно, 25 і 50 мм;  
 2,6-керамічні сидла Інталокс діаметром 20 і 50мм;  
 3,4 – керамічні кільця Рашіга діаметром 50 і 25 мм.

Рисунок 3 – Графік для вибору насадки за залежністю гідравлічного опору від навантаження



- 1,2 – керамічні і металічні кільця Рашіга, відповідно;  
 3 – керамічні сидла Берля; 4 – керамічні сидла Інталокс;  
 5 – металічні кільця Паля

Рисунок 4 – Графік для оцінки орієнтованої ефективності насадки



Таблиця 1 – Характеристики насадок

| Насадки                                             | Питома<br>поверхня,<br>а, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup> | Вільний<br>об'єм, ε,<br>м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> | Еквівален-<br>тний<br>діаметр, d <sub>е</sub> ,<br>м | Кількість<br>елементів<br>в 1 м <sup>3</sup> | Насипна<br>густина ρ <sub>н</sub> ,<br>кг/м <sup>3</sup> |
|-----------------------------------------------------|----------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|------------------------------------------------------|----------------------------------------------|----------------------------------------------------------|
| <u>Регулярні</u><br>керамічні кільця<br>Рашіга      |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 50х50х5 мм                                          | 110                                                      | 0,735                                                  | 0,027                                                | 8500                                         | 650                                                      |
| 80х80х8 мм                                          | 80                                                       | 0,720                                                  | 0,036                                                | 2200                                         | 670                                                      |
| 100х100х10 мм                                       | 60                                                       | 0,720                                                  | 0,048                                                | 1050                                         | 670                                                      |
| <u>Неупорядковані</u><br>керамічні кільця<br>Рашіга |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 10х10х1,5 мм                                        | 440                                                      | 0,70                                                   | 0,006                                                | 700000                                       | 700                                                      |
| 15х15х2 мм                                          | 330                                                      | 0,70                                                   | 0,009                                                | 220000                                       | 690                                                      |
| 25х25х3 мм                                          | 200                                                      | 0,74                                                   | 0,015                                                | 53200                                        | 532                                                      |
| 35х35х4 мм                                          | 140                                                      | 0,78                                                   | 0,022                                                | 20000                                        | 505                                                      |
| 50х50х5 мм                                          | 90                                                       | 0,785                                                  | 0,035                                                | 6000                                         | 530                                                      |
| <u>Стальні</u><br>кільця Рашіга                     |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 10х10х0,5 мм                                        | 500                                                      | 0,88                                                   | 0,007                                                | 770000                                       | 960                                                      |
| 15х15х0,5 мм                                        | 350                                                      | 0,92                                                   | 0,012                                                | 240000                                       | 660                                                      |
| 25х25х0,8 мм                                        | 220                                                      | 0,93                                                   | 0,017                                                | 55000                                        | 640                                                      |
| 50х50х1 мм                                          | 110                                                      | 0,95                                                   | 0,035                                                | 6000                                         | 430                                                      |
| <u>Керамічні кільця</u><br>Паля                     |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 25х25х3 мм                                          | 220                                                      | 0,74                                                   | 0,014                                                | 46000                                        | 610                                                      |
| 35х35х4 мм                                          | 165                                                      | 0,76                                                   | 0,018                                                | 18500                                        | 540                                                      |
| 50х50х5 мм                                          | 120                                                      | 0,78                                                   | 0,026                                                | 5800                                         | 520                                                      |
| 60х60х6 мм                                          | 96                                                       | 0,79                                                   | 0,033                                                | 3350                                         | 520                                                      |
| <u>Стальні кільця</u><br>Паля                       |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 15х15х0,4 мм                                        | 380                                                      | 0,9                                                    | 0,01                                                 | 230000                                       | 525                                                      |
| 25х25х0,6мм                                         | 235                                                      | 0,9                                                    | 0,015                                                | 52000                                        | 490                                                      |
| 35х35х0,8 мм                                        | 170                                                      | 0,9                                                    | 0,021                                                | 18200                                        | 455                                                      |
| 50х50х1 мм                                          | 108                                                      | 0,9                                                    | 0,033                                                | 6400                                         | 415                                                      |
| <u>Керамічні сідла</u><br>Берля                     |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 12,5 мм                                             | 460                                                      | 0,68                                                   | 0,006                                                | 570000                                       | 720                                                      |
| 25 мм                                               | 260                                                      | 0,69                                                   | 0,011                                                | 78000                                        | 670                                                      |
| 38 мм                                               | 165                                                      | 0,7                                                    | 0,017                                                | 30500                                        | 670                                                      |
| <u>Керамічні сідла</u><br>«Інталокс»                |                                                          |                                                        |                                                      |                                              |                                                          |
| 12,5 мм                                             | 625                                                      | 0,78                                                   | 0,005                                                | 730000                                       | 545                                                      |
| 19 мм                                               | 335                                                      | 0,77                                                   | 0,009                                                | 220000                                       | 560                                                      |
| 25 мм                                               | 255                                                      | 0,775                                                  | 0,012                                                | 84000                                        | 545                                                      |
| 38 мм                                               | 195                                                      | 0,81                                                   | 0,017                                                | 25000                                        | 480                                                      |
| 50 мм                                               | 118                                                      | 0,79                                                   | 0,027                                                | 9350                                         | 530                                                      |

### 3.2 Рахунок швидкості газу і діаметра абсорбера

Вибір робочої швидкості газу залежить від багатьох факторів. В інженерній практиці її визначають на основі техніко-економічних розрахунків для кожного конкретного процесу [3]. Робоча швидкість газу є функцією швидкості захливання – граничної фіктивної швидкості газу (пари) віднесену до повного перерізу апарата. Робочу швидкість газу приймають в межах  $0,75 \div 09$  від граничної для режиму емульгування [5]. При великих навантаженнях по рідинній фазі доцільно передбачити значно менші коефіцієнти для розрахунку робочої швидкості. Фіктивну швидкість газу  $W_z$ , яка відповідає точці заклинання, визначають за рівнянням [1,5]:

$$\lg \left[ \frac{w_z^2 \cdot a \cdot \rho_y}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_x} \cdot \mu_x^{0,16} \right] = A - B \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}, \quad (3.2)$$

де  $\rho_y$ ,  $\rho_x$  – густина абсорбенту (води) і газу (повітря), відповідно при робочих умовах процесу,  $\text{кг/м}^3$ ;  $g = 9,81 \text{ кг/м}^3$ ;

$\mu_x$  – динамічна в'язкість рідини (води) при робочих умовах,  $\text{мПа} \cdot \text{с}$ ;

$A$  і  $B$  - коефіцієнти, які залежать від типу насадки.

Значення коефіцієнтів  $A$  і  $B$  знаходять в табл. 2 [3].

Таблиця 2 – Значення коефіцієнтів  $A$  і  $B$  для рівняння (3.2) [6]

| Тип насадки               | A                       | B    |
|---------------------------|-------------------------|------|
| Трубчаста                 | $0,47+15 \lg d_e/0,025$ | 1,75 |
| Плоско паралельна хордова | 0                       | 1,75 |
| Пакетна                   | 0,062                   | 1,55 |
| Кільця Рашіга внавал      | -0,073                  | 1,75 |
| Кільця Паля               | -0,049                  | 1,04 |
| Сідла розміром 25 мм      | -0,33                   | 1,04 |
| Сідла розміром 50 мм      | -0,58                   | 1,04 |

Густина газу (повітря) перераховують згідно з робочими умовами процесу в абсорбері:

$$\rho_y = \rho_0 \frac{T_0}{T_0 + t} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (3.3)$$

де  $\rho_0$  – густина газу (повітря) при нормальних умовах [5];

$T_0 = 273 \text{ К}$  – відповідає нормальним умовам;

$P_0 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$  [5], тиск відповідно до нормальних умов;

$t$  - температура газової суміші за умовами процесу,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t = 25^{\circ}\text{C}$ ;

$P$  – тиск в абсорбері за умовами процесу,  $\text{Па}$ ;  $P = 3,0 \cdot 10^6 \text{ Па}$ .

$$\rho_y = 1.293 \frac{273}{298} \cdot \frac{3,0 \cdot 10^6}{1,013 \cdot 10^5} = 35,78 \text{ кг/м}^3.$$

Для прийнятих умов процесу абсорбції вихідні дані для розрахунку фіктивної швидкості заклинання:

$$A = -0,073; B = 1,75; [6]. \mu_x = 0,8937 \text{ мПа} \cdot \text{с}; \rho_x = 997 \text{ кг/м}^3:$$

$$\lg \left[ \frac{w_3^2 \cdot 140 \cdot 35,78}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 997} \cdot (0,8937)^{0,16} \right] = -0,073 - 1,75 \left( \frac{38,96}{0,86} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{35,78}{997} \right)^{0,125}$$

$$w_3 = 0,027 \text{ м/с}.$$

Робоча фіктивна швидкість вибирається в межах  $(0,2 \div 0,5) w_3$  для попередження значних гідравлічних втрат при великому навантаженні по рідинній фазі. Приймається  $w = w_3 \cdot 0,3 = 0,027 \cdot 0,3 = 0,008 \text{ м/с}$ . Діаметр абсорбера визначається із рівняння витрати потоку газової суміші:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\rho_y \cdot \pi \cdot w}}, \quad (3.4)$$

де  $D$  – розрахунковий діаметр абсорберу, м;

$G/\rho_y = V$  – об'ємна витрата газової суміші при робочих умовах,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,82}{35,78 \cdot 3,14 \cdot 0,008}} = 1,91 \text{ м}.$$

У відповідності з існуючими стандартами [7,8] внутрішні діаметри колонних апаратів в м виготовляють з наступною послідовністю розмірів:

- в хімічній промисловості – 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0;
- в 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.

Близький до розрахункового внутрішній діаметр абсорбера  $D = 2,0 \text{ м}$ .

Дійсна фіктивна швидкість газу в колоні зміниться незначно:

$$w = 0,008 \sqrt{\frac{1,91}{2,0}} = 0,00782 \text{ м/с}.$$

Відношення  $\frac{w}{w_3} = \frac{0,00782}{0,027} = 0,29$  близьке до попередньо прийнятого співвідношення. До подальшого розрахунку приймається  $D = 2,0 \text{ м}$ .

### 3.3 Визначення швидкості рідини (густини зрошення) і частки активної поверхні насадки

Об'ємна густина зрошення (швидкість рідини) в насадкових колонах визначається відношенням об'ємної витрати рідини до поперечного перетину:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot S}, \quad (3.5)$$

де  $U$  – об'ємна густина зрошення,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ;

$S$  – площа поперечного перетину абсорбера,  $\text{м}^2$ .

Низька густина зрошення не забезпечує повне змочування всієї поверхні насадки. Мінімальна густина зрошення знаходиться в інтервалі  $(2,7 \div 4,2) \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$  [6]. При менших значеннях густини зрошення рекомендують використовувати барботажні абсорбери.

Існує мінімальна ефективна густина зрошення  $U_{\min}$ , вище якої вся поверхня насадки вважається змоченою. Для плівкових абсорберів ця величина визначається виразом:

$$U_{\min} = \frac{a \cdot \Gamma_{\min}}{\rho_x}, \quad (3.6)$$

де  $a$  – питома поверхня насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;

$\Gamma_{\min}$  – мінімальна лінійна густина зрошення  $\text{кг}/\text{м} \cdot \text{с}$  [3].

Тут

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} (1000 \cdot \sigma)^{3,6} (1000 \mu_x)^{0,49}, \quad (3.7)$$

де  $\sigma$  – поверхневий натяг,  $\text{Н}/\text{м}$ ; для даних умов поверхневий натяг води при  $t = 25^\circ\text{C}$ ,  $\sigma = 64,6 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$ .

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} (64,6)^{3,6} (0,8937)^{0,49} = 0,123 \text{ кг}/\text{м} \cdot \text{с}.$$

$$U_{\min} = \frac{140 \cdot 0,123}{997} = 1,73 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}.$$

Густина зрошення  $U$  в проектному абсорбері перевищує мінімальну ефективну густину зрошення  $U_{\min}$ , тому коефіцієнт змочування насадки (частка змоченої поверхні)  $\psi = 1$ .

Не завжди вся змочена поверхня активна з точки зору масопередачі внаслідок утворення застійних зон в точках контакту між тілами насадки. Частка активної поверхні  $\psi_a$ , визначають як відношення активної поверхні насадки до усієї поверхні:

$$\psi_a = \frac{a_a}{a}, \quad (3.8)$$

де  $a_a$  – питома активна поверхня насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Для наближених розрахунків частка активної поверхні насадки розраховують як функцію від густини зрошення (при  $U < 0,003 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$  [3].

$$\psi_a = \frac{U}{0,0005 + 0,8U}. \quad (3.9)$$

Якщо  $U > 0,003 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$  для регулярних насадок приймають  $\psi_a \approx 1$ .

Питому активну поверхню насадок завантажених в навал визначають за формулою [3].

$$a_a = \frac{85U}{0,00125 + U}. \quad (3.10)$$

Для проектного абсорбера з неупорядкованою насадкою активна поверхня складе:

$$a_a = \frac{85 \cdot 0,0127}{0,00125 + 0,01287} = 77,4 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

$$\psi_a = \frac{77,4}{140} = 0,553.$$

Значна частина змоченої поверхні насадки виявляється не активною.

### 3.4 Розрахунок коефіцієнтів масопередачі

Коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y$  в газовій фазі для неупорядкованих насадок визначають згідно з критеріальним рівнянням [1,3]:

$$\text{Nu}_{y'} = 0,407 \text{Re}_y^{0,655} \cdot (\text{Pr}')^{0,33}, \quad (3.11)$$

у випадку регулярних насадок:

$$\text{Nu}_{y'} = 0,167 \text{Re}_y^{0,74} \cdot (\text{Pr}')^{0,33} \left( \frac{\ell}{d_e} \right)^{-0,47}, \quad (3.12)$$

де  $Nu_{y'} = \beta_y \cdot de / D_y$  - дифузійний критерій Нусельта для газової фази;

$Re_y = \frac{w \cdot de \cdot \rho_y}{\varepsilon \cdot \mu_y}$  - гідродинамічний критерій Рейнольда для газової фази;

$Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}$  - дифузійний критерій Прандтля для газової фази;

$\beta_y$  - коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, м/с;

$de = \frac{4\varepsilon}{a}$  - еквівалентний діаметр насадки, м;

$D_y$  - коефіцієнт молекулярної дифузії компонента, що поглинається в інертному газі-носії;

$\mu_y$  - коефіцієнт динамічної в'язкості інертного газу-носія, Па·с;

$\ell$  - висота елемента насадки, м.

Коефіцієнт динамічної в'язкості для повітря при  $t=25^\circ\text{C}$  [5]

$$\mu_y = 1,85 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії  $\text{CO}_2$  у повітрі при  $0^\circ\text{C}$ :

$$D_{\text{Oy}} = 13,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для робочих умов  $t=25^\circ\text{C}$  і тиску  $\Pi = 3,0 \text{ МПа}$  значення  $D_y$  – корегують згідно з формулою [5]

$$D_y = D_{\text{Oy}} \frac{P_0}{\Pi} \cdot \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2}, \quad (3.12)$$

$$D_y = 13,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{0,1}{3,0} \cdot \left( \frac{298}{273} \right)^{3/2} = 0,525 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

При відсутності довідкових даних коефіцієнт дифузії розраховують з використання напівемпіричної залежності [1, 3, 5, 10]:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-2} \cdot T^{3/2}}{P(\vartheta_A^{1/3} + \vartheta_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (3.13)$$

де  $\vartheta_A$  і  $\vartheta_B$  - мольні об'єми газів А і В відповідно,  $\text{м}^3/\text{кмоль}$ ;

$M_A$  і  $M_B$  – мольні маси газів А і В, кг/кмоль;

$P$  – тиск в абсорбері, Па;

$T$  – температура газу, К.

Критерій Рейнольдса:

$$Re_y = \frac{0,00782 \cdot 0,022 \cdot 35,78}{0,78 \cdot 1,85 \cdot 10^{-5}} = 426,6.$$

Дифузійний критерій Прандтля:

$$Pr' = \frac{1,85 \cdot 10^{-5}}{35,78 \cdot 0,525 \cdot 10^{-6}} = 0,985.$$

$$\beta_y = 0,407 \frac{0,525 \cdot 10^{-6}}{0,022} (426,6)^{0,655} \cdot (0,985)^{0,33} = 0,238 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

У вибраній розмірності масових витрат і відносних масових концентрацій:

$$\beta_y = 0,238 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_y = 0,238 \cdot 10^{-3} \cdot 35,78 = 0,0085 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}.$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідинній фазі  $\beta_x$  знаходять за узагальненим критеріальним рівнянням дійсним для регулярних і неупорядкованих насадок [1,3].

$$Nu_x' = 0,021 Re_x^{0,75} \cdot (Pr_x')^{0,5}, \quad (3.14)$$

$$Nu_x' = \frac{\beta_x \delta_{пр}}{D_x} - \text{дифузійний критерій Нусельта для рідинної фази};$$

$$Re_x = \frac{4U \cdot \rho_x}{a \cdot \mu_x} - \text{модифікований гідродинамічний критерій Рейнольда для стікаючої плівки рідини};$$

$$Pr_x' = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} - \text{дифузійний критерій Прандтля для рідини};$$

$$\delta_{пр} = \left( \frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 \cdot g} \right)^{1/3} - \text{приведена товщина стікаючої плівки рідини, м};$$

$D_x$  – коефіцієнт молекулярної дифузії компонента, що абсорбується в рідкій фазі,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, м/с.

При відсутності довідкових даних коефіцієнт молекулярної дифузії в розбавлених розчинах знаходять за допомогою рівняння [3, 5, 10]

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-15} \cdot \frac{(xM)^{1/2} \cdot T}{\mu_x \cdot \vartheta_A^{0,6}}, \quad (3.15)$$

де  $M$  – мольна маса розчинника, кг/кмоль;

$T$  – температура рідини, К;

$\vartheta_A$  – мольний об'єм компонента, що поглинається, м<sup>3</sup>/кмоль;

$x$  – поправочний коефіцієнт.

Для неасоційованих рідин: ефіру, бензолу і гептану  $x=1$ ; води  $x=2,6$ ; метанолу  $x=1,9$ ; етанолу  $x=1,5$ .

В проектному варіанті коефіцієнт молекулярної дифузії при  $t = 20^\circ\text{C}$  [5] для  $\text{CO}_2$  у воді:

$$D = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для робочої температури значення  $D_t$  перераховують за виразом:

$$D_t = D_{20}[1+0,2(t-20)]. \quad (3.16)$$

$$D_{25} = 1,8 \cdot 10^{-9} [1+0,02(25-20)] = 1,98 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$\delta_{\text{пр}} = \left[ \frac{(0,8937 \cdot 10^{-3})}{997^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} = 4,34 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

$$\text{Re}_x = \frac{4 \cdot 0,0127 \cdot 997}{140 \cdot 0,8937 \cdot 10^{-3}} = 404,8.$$

$$\text{Pr}_x' = \frac{0,8937 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 1,98 \cdot 10^{-9}} = 453.$$

$$\beta_x = 0,0021 \frac{1,98 \cdot 10^{-9}}{4,34 \cdot 10^{-5}} \cdot 404,8^{0,75} \cdot 453^{0,5} = 1,84 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Для вибраної в розрахунках розмірності:

$$\beta_x = 1,84 \cdot 10^{-4} \cdot \rho_x = 1,84 \cdot 10^{-4} \cdot 997 = 0,1835 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}.$$



Визначається коефіцієнт масопередачі по газовій фазі:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,0085} + \frac{34,2}{0,1835}} = 3,3 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}.$$

### 3.5 Визначення поверхні масопередачі і висоти абсорбера

Необхідну поверхню масопередачі визначають із основного рівняння масопередачі (1.5):

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta Y_{\text{сер.}}} = \frac{0,054}{3,3 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0163} = 1007 \text{ м}^2.$$

Загальну висоту насадки для створення необхідної поверхні масопередачі розраховують згідно з рівнянням [5]:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot D^2 \cdot a \cdot \psi}, \quad (3.17)$$

де  $H$  – висота насадки, м.

$$H = \frac{1007}{0,785 \cdot 2^2 \cdot 140 \cdot 0,553} = 4,14 \text{ м, приймаємо } H=4,5 \text{ м}.$$

Насадку завантажують окремими шарами з установкою між ними перерозподільників рідини. В колонах великих діаметрів розтікання рідини до стінок спостерігається в меншій мірі і необхідність в перерозподільника виникає лише при значній висоті насадки. Перерозподільники встановлюють не рідше, чим через 6 м [3], при цьому гранична висота насадки в одному шарі залежить від типу насадки і складає:

для кілець із кераміки, фарфору, напівфарфору  $(2,5 \div 3)D$ ;

для кілець з прорізами із металу -  $(5 \div 10)D$ ;

для пластмасових кілець -  $(3-5)D$ ;

для керамічних сідел -  $(5-8)D$ .

Допустима висота шару насадки  $h$  із кілець Рашіга коливається в межах:

$$h = (2,5 \div 3) \cdot 2,0 = 5,0 \div 6,0 \text{ м}.$$

Відстань між шарами насадки для встановлення перерозподільних тарілок складає  $0,3 \div 0,5$  м. В даному випадку насадка завантажується одним шаром. Відстань між днищем і насадкою  $h_n = (1,0 \div 1,5) \cdot D$  [9].  $h_n = 1,5 \cdot 2 = 3$  м.

Відстань від верху насадки до кришки абсорбера  $h_b$  залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки і висоти сепараційного простору, в якому розмішують каплевідбійні засоби для запобігання виносу рідини із колони [7].

Приймається  $h_b = 2$  м. Загальна висота абсорбера становитиме:

$$H_a = h_b + H + h_n = 2,0 + 4,5 + 3 = 9,5 \text{ м.}$$

### 3.5.1 Визначення внутрішнього діаметра патрубків

Внутрішній діаметр патрубків для вводу і виводу абсорбента  $d_{п.р.}$  визначають за витратою води на виході із абсорбера за рівнянням витрати. Витрата води  $L_k = 38,96$  кг/с; густина води  $\rho_x = 997$  кг/м<sup>3</sup>; середня рекомендована швидкість руху рідини при перекачуванні насосами  $w_p = (1,5 \div 3)$  м/с [16]. Приймається  $w_p = 2$  м/с.

$$d_{п.р.} = \sqrt{\frac{4L_k}{\rho_k \cdot \pi \cdot w_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 38,96}{997 \cdot \pi \cdot 2}} = 0,157 \text{ м.}$$

Нормалізований внутрішній діаметр патрубків [7].  $d_{п.р.} = 150$  мм.

Дійсна середня швидкість руху рідини в патрубках:

$$w_p = \frac{4L_k}{\rho_x \pi \cdot d_{п.р.}^2} = \frac{4 \cdot 38,96}{997 \cdot 3,14 \cdot (0,15)^2} = 2,2 \text{ м/с.}$$

Внутрішній діаметр патрубків для вводу і виводу газу  $d_{п.г.}$  розраховується за витратою газу на вході в абсорбер. Витрата газової суміші  $G_{сум.} = 0,86$  кг/с, густина газу  $\rho_y = 35,78$  кг/м<sup>3</sup>; середня рекомендована швидкість газу під підвищеним тиску  $w_r = (15 \div 25)$  м/с [16]. Приймається  $w_r = 20$  м/с.

$$d_{п.г.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,82}{35,78 \cdot 3,14 \cdot 20}} = 0,038 \text{ м.}$$

Нормалізований внутрішній діаметр патрубків [7]  $d_{п.г.} = 40$  мм.

Дійсна середня швидкість руху газу в патрубках:

$$w_r = \frac{4 \cdot 0,82}{35,78 \cdot 3,14 \cdot (0,04)^2} = 18,25 \text{ м/с.}$$

### 3.6 Розрахунок гідравлічного опору абсорбера

Знання величини гідравлічного опору абсорбера  $\Delta P$  необхідне для визначення енергетичних витрат на транспортування газової суміші через абсорбер. За одною із методик [3] величину  $\Delta P$  знаходять за формулою:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{bu}, \quad (3.18)$$

де  $\Delta P_c$  – гідравлічний опір сухої не зрошеної насадки, Па;

$b$  – коефіцієнт, який визначається типом насадки.

Значення  $b$  для різних насадок наведено в табл. 3.

Гідравлічний опір сухої насадки  $\Delta P_c$  визначають за формулою:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_e} \cdot \frac{w_0^2}{2} \cdot \rho_y, \quad (3.19)$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт гідравлічного опору;

$w_0 = \frac{W}{\varepsilon_y}$  - дійсна середня швидкість газу у вільному перерізі насадки,  
м/с.

Коефіцієнт  $\lambda$  тут враховує втрати тиску на тертя газу по поверхні насадкових тіл і зміни швидкості напрямку газового потоку при його русі по каналах між елементами насадки і залежить від типу насадки, режиму руху газу і є функцією критерію Рейнольдса  $Re_y$ .

Коефіцієнт опору нерегулярних насадок, крім кільцевих, в яких пустоти розподілені рівномірно по всіх напрямках (шари, сідла), рекомендується розраховувати згідно з рівнянням:

$$\lambda = 133 / Re_y + 2,34 \quad (3.20)$$

Коефіцієнт опору нерегулярних насадок із кілець розраховують за формулами:

- при ламінарному русі ( $Re_y < 40$ )

$$\lambda = 140 / Re_y, \quad (3.21)$$

- при турбулентному русі ( $Re_y > 40$ )

$$\lambda = 16 / Re_y^{0,2}. \quad (3.22)$$

Гідравлічний опір регулярних насадок складається із втрат на подання тертя і втрат на місцевих опорах при переході газу із одного ряду в інший.

Сумарний коефіцієнт опору в даному випадку визначають за формулою:

$$\lambda = \lambda_{\text{тр}} + \xi(d_e / \ell), \quad (3.23)$$

де  $\lambda_{\text{тр}}$  – коефіцієнт опору тертя;

$\xi$  – коефіцієнт місцевого опору;

$\ell$  – висота ряду насадки, або висота елемента насадки, м.

Для визначення коефіцієнта місцевого опору пропонується рівняння:

$$\xi = \frac{a'}{\varepsilon^2} - \frac{a' - b'}{\varepsilon} + b', \quad (3.24)$$

де  $a'$  і  $b'$  – коефіцієнти, які визначаються типом насадки.

Кільця і блоки  $a' = 4,2$ ;  $b' = 3,9$ ;

хордова насадка  $a' = 0,52$ ;  $b' = 0,67$ .

Таблиця 3 – Значення коефіцієнта  $b$

| Насадка                 | $b$ | Насадка             | $b$ |
|-------------------------|-----|---------------------|-----|
| Кільця Рашіга в укладку |     | Кільця Паля (50)    | 126 |
| 50 мм                   | 173 | Кільця керамічні    | 151 |
| 80 мм                   | 144 | Сідла «Інталокс»    |     |
| 100 мм                  | 119 | 25 мм               | 33  |
| Кільця Рашіга в навал   |     | 50 мм               | 28  |
| 25 мм                   | 184 | Сідла Берля (25 мм) | 30  |
| 50 мм                   | 169 |                     |     |

Для проектного варіанту абсорбера:

$$\lambda = \frac{16}{(426,6)^{0,2}} = 4,77. \quad \text{Re} > 40$$

$$w_0 = \frac{0,00782}{0,78} = 0,01 \text{ м/с.}$$

$$\Delta P_c = 4,77 \cdot \frac{4,5}{0,022} \cdot \frac{0,01^2}{2} \cdot 35,78 = 2,13 \text{ Па}$$

$$\Delta P = 2,13 \cdot 10 \cdot 184 \cdot 0,0127 = 463 \text{ Па.}$$

### 3.7 Механічні розрахунки насадкового абсорбера

#### 3.7.1 Визначення товщини стінки корпусу абсорбера

Корпус абсорбера та інші комплектуючі деталі і вузли виготовляються із легованої сталі Х18Н10Т, яка стійка в агресивному середовищі. Глибинний показник стійкості в даному випадку складає  $P_c < 0,1$  мм/рік.

Межа міцності матеріалу на розтягування при температурі  $25^{\circ}\text{C}$   $\sigma_d = 148 \text{ МН/м}^2$  [16]. Товщина стінки корпусу абсорбера  $\delta_{\text{ст}}$ , м, який знаходиться під внутрішнім тиском  $P = 3,0 \text{ МПа}$  визначається за формулою [16].

$$\delta_{\text{ст}} = \frac{D_{\text{абс}} \cdot \Delta P}{2 \cdot \sigma_d \cdot \varphi} + C_k + C_d, \quad (3.25)$$

де  $\varphi$  – коефіцієнт, який враховує ослаблення корпусу за рахунок зварних швів та неукріплених отворів і може прийматися в межах  $\varphi = 0,7 \div 1$ ;

$\Delta P$  – надлишковий тиск;  $\Delta P = P - P_{\text{атм}}$ ;

$C_k$  – прибавка товщини стінки на корозію за час амортизаційної служби апарату;  $C_k = P_c \cdot \tau_{\text{атм}}$ ;  $\tau_{\text{атм}} = 10$  років.

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

$$\delta_{\text{ст}} = \frac{2 \cdot (3,0 - 0,1)}{2 \cdot 148 \cdot 0,7} + 0,00010 \cdot 10 + 0,001 = 0,03 \text{ м.}$$

Межа справедливості формули (3.25) перевіряється за залежністю:

$$\frac{\delta_{\text{ст}} - C_k}{D_{\text{абс}}} \leq 0,1. \quad (3.26)$$

$$\frac{0,03 - 0,001}{2} = 0,015 < 0,1.$$

Зовнішній діаметр корпусу абсорбера  $D_k = 2060 \text{ мм}$ . Маса циліндричної частини корпусу абсорбера при густині сталі  $\rho_{\text{ст}} = 7500 \text{ кг/м}^3$  і висоті корпусу  $H_k = 9,5 \text{ м}$  складе:

$$m_k \cdot \pi \cdot D_{\text{абс}} \cdot H_k \cdot \delta_{\text{ст}} \cdot \rho_{\text{ст}} = 3,14 \cdot 2 \cdot 9,5 \cdot 0,03 \cdot 7,500 = 13424 \text{ кг.}$$

### 3.7.2 Вибір днища та перевірка на міцність

У верхній і нижній частинах абсорбера встановлюють еліптичні відбортовані днища. Відповідно до зовнішнього діаметра корпусу вибирають два нормалізовані днища [7]:

- зовнішній діаметр циліндричної частини  $D_k = 2060$  мм;
- товщина стінки  $\delta_{ст} = 30$  мм;
- висота еліптичної частини  $H_d = 500$  мм;
- висота циліндричної частини  $h_{ц} = 80$  мм;
- площа бокової поверхні  $F_d = 4,84$  м<sup>2</sup>;
- внутрішній об'єм  $V_d = 1,29$  м<sup>3</sup>;
- маса  $m_d = F_d \cdot \delta_{ст} \cdot \rho_{ст} = 4,84 \cdot 0,03 \cdot 7500 = 1089$  кг.

Перевірку на міцність днища проводять за формулами (3.25) і (3.26):

$$\delta_{ст} = \frac{2 \cdot (3,0 - 0,1)}{2 \cdot 148 \cdot 0,7} + 0,00010 \cdot 10 + 0,001 = 0,03 \text{ м.}$$

$$\frac{0,03 - 0,001}{2} = 0,015 < 0,1.$$

### 3.7.3 Вибір штуцерів

Згідно з розрахованими діаметрами патрубків вибираються нормалізовані штуцери з фланцевим з'єднанням типу шип-паз. На абсорбері встановлюються штуцери з пазом [7].

Основні характеристики фланцевих зварних штуцерів для вводу і виводу рідини:

- робочий тиск 4,0 МПа;
- умовний діаметр патрубка  $d_y = 150$  мм;
- зовнішній діаметр патрубка  $d_t = 200$  мм;
- довжина патрубка  $H_t = 250$  мм;
- зовнішній діаметр фланця  $d_{ф} = 300$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_6 = 250$  мм;
- зовнішній діаметр виступу  $d_1 = 218$  мм;
- товщина фланця  $h = 27$  мм;
- діаметр отворів під болти  $d = 27$  мм;
- число отворів під болти  $Z = 8$ .

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

- робочий тиск 4,0 МПа;
- умовний діаметр патрубка  $d_y = 40$  мм;
- зовнішній діаметр патрубка  $d_t = 68$  мм;
- довжина патрубка  $H_t = 250$  мм;

- зовнішній діаметр фланця  $d_{\phi} = 145$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_6 = 110$  мм;
- зовнішній діаметр виступу  $d_1 = 88$  мм;
- товщина фланця  $h = 16$  мм;
- діаметр отворів під болти  $d = 18$  мм;
- число отворів під болти  $Z = 4$ .

Нормалізовані штуцери розраховані для роботи при робочому тиску в абсорбері і не потребують додаткової перевірки на міцність.

#### 3.7.4 Вибір фланців для з'єднання секцій абсорбера

Для з'єднання секцій абсорбера та днищ застосовують в парі нормалізовані плоскі фланці з пазом тип виконання – 2 А і з шипом тип виконання – 2 Б [7]:

- робочий тиск 4,0 МПа;
- умовний діаметр патрубків  $d_y = 2000$  мм;
- зовнішній діаметр фланця  $d_{\phi} = 2240$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_6 = 2180$  мм;
- товщина фланця  $h = 95$  мм;
- діаметр отворів під болти  $d_o = 32$  мм;
- число отворів під болти  $Z = 68$ .

#### 3.7.5 Вибір решітки під насадку та опори для решітки

Для завантаження кілець Рашіга діаметром 35 мм встановлюють нормалізовану сталю збірну решітку з легованої сталі, тип виконання – II [7]:

- діаметр решітки  $d = 1956$  мм;
- максимальна ширина секції  $B = 388$  мм;
- кількість секцій  $Z = 5$ ;
- крок між ребрами  $t = 23$  мм;
- висота ребра  $h = 23$  мм;
- товщина ребра  $S = 6$  мм;
- маса решітки  $m_p = 426$  кг.

Решітка встановлюється на нормалізовані опорні кільця із легованої сталі тип виконання II [7]:

- діаметр кільця  $d = 2000$  мм;
- ширина кільця  $B = 80$  мм;
- товщина кільця  $S = 10$  мм;
- маса кільця  $m_k = 128$  кг.

#### 3.7.6 Вибір тарілки для розподілення рідини по насадці

Для розподілення рідини по насадці встановлюють розподільну нормалізовану тарілку типу ТСН-III із легованої сталі [7, 16]:

- діаметр умовний  $d_y = 2000$  мм;

- діаметр переливного бортика  $d_1 = 1370$  мм;
- висота переливного бортика  $h = 60$  мм;
- діаметр патрубків для рідини  $d_n = 57$  мм;
- кількість патрубків  $n = 142$ ;
- маса тарілки  $m_T = 52,4$  кг.

### 3.7.6 Вибір люків

В абсорбері передбачено установка двох нормалізованих люків з кришками тип виконання II на верхньому і нижньому рівні завантаження насадки [7]:

- робочий тиск  $4,0$  МПа;
- внутрішній діаметр люка  $d = 500$  мм;
- зовнішній діаметр кришки  $d_1 = 695$  мм;
- товщина стінки  $S = 40$  мм;
- відстань від поверхні абсорбера до кришки по осі люка  $H = 350$  мм;
- товщина кришки  $h = 58$  мм;
- маса люка  $m_L = 216$  кг.

### 3.7.7 Вибір опори

Нормалізована опора вибирається в залежності від вагового навантаження в МН. За максимальне навантаження приймають більше із значень, яке відповідає повній вазі абсорбера в умовах експлуатації або при гідравлічних випробуваннях [7].

Сумарна маса абсорбера в робочому стані включає маси:

- корпусу  $13424$  кг;
- днищ  $2 \times 1089 = 2178$  кг;
- підтримуючої решітки  $426$  кг;
- опорного кільця  $128$  кг;
- розподільної тарілки  $52,4$  кг;
- люків  $2 \times 216 = 432$  кг;
- насадки  $4,5 \cdot 0,785 \cdot 2^2 \cdot 530 = 7489$  кг.

Загальна маса  $\Sigma m = 24130$  кг.

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

Робоча вага абсорбера:

$$P = \Sigma m \cdot g \cdot r \cdot 10^{-6}, \text{ МН.} \quad (3.27)$$

$$P_{\min} = 24130 \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,36 \text{ МН.}$$



Під час гідравлічних випробувань абсорбер заповнюється водою до монтажу внутрішнього устаткування (решітки, насадки). Навантаження визначається за масою корпусу з днищами і масою води, якою заповнюється внутрішній об'єм колони.

$$V_{\text{абс}}=27,0 \text{ м}^3.$$

Максимальне навантаження на опору при гідравлічних випробуваннях з коефіцієнтом запасу  $\gamma = 1,5$ :

$$P_{\text{г.мах}} = (m_k + \Sigma m_d + V_{\text{абс.}} \cdot \rho_x) \cdot g \cdot \gamma \cdot 10^{-6}, \text{ МН.} \quad (3.28)$$

$$P_{\text{г.мах}} = (13424 + 2178 + 27,0 \cdot 1000) \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,627, \text{ МН.}$$

Нормалізована циліндрична опора, тип виконання II (з зовнішніми стійками під болти) при  $P_{\text{мах.}} = 0,63 \text{ МН}$  і  $P_{\text{мін}} = 0,50 \text{ МН}$  [7]:

- внутрішній діаметр  $d = 2000 \text{ мм}$ ;
- товщина стінки  $S_1 = 8 \text{ мм}$ ;
- товщина опорної плити  $S_2 = 20 \text{ мм}$ ;
- діаметр отворів під болти кріплення  $d_2 = 35 \text{ мм}$ ;
- діаметр болтів  $M 30$ ;
- число болтів  $Z = 8$ ;
- висота опори  $H_1 = 1500 \text{ мм}$ .

## **4 Розрахунок тарільчатого (барботажного) абсорбера**

### **4.1 Вибір типу тарілки**

Велике різноманіття тарільчатих контактних пристроїв ускладнює вибір оптимальної конструкції тарілки.

Необхідно враховувати можливість забезпечення високої інтенсивності і ефективності масообміну, простоту виготовлення і монтажу, низького гідравлічного опору з одночасним задоволенням специфічних вимог виробництва, таких як наявність широкого інтервалу стабільної роботи при зміні навантаження по фазах, можливість використання в забруднених середовищах, корозійну стійкість та інш. Можливість задоволення вимог часто пов'язана з характером виробництва та властивостями робочих середовищ і може в одних випадках мати ряд обмежень, в інших конструкції виявляються практично рівнозначними.

Основні типи тарілок і області їх застосування наведені в табл. 4 [9].

При виборі типу тарілки корисно користуватися рекомендаціями табл. 5 [9]. Перевагу слід віддавати конструкції, яка має високі оцінки по найбільш важливим показникам конкретного процесу. Значення ефективності тарілки Е і гідравлічного опору в першому наближенні узагальнено в табл. 6 [9].

## 4.2 Технологічний і конструктивний розрахунки

Основні технологічні характеристики процесу для тарілчастого абсорбера визначаються так, як і для насадкового. Розрахунок виконується для тих самих вихідних умов, тому в подальших розрахунках використовуються результати технологічного розрахунку (розділ 2.1). Нижче, для прикладу, наведено розрахунок абсорбера з ситчатими тарілками, які по більшості важливих показників мають високі оцінки. Розрахунок проводиться для ситчатої тарілки типу ТС-Р [15].

### 4.2.1 Розрахунок швидкості газу і діаметра абсорбера

Фіктивна швидкість газу в інтервалі стійкої роботи ситчатих тарілок визначається із рівняння [1].

$$w = 0,05 \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}}. \quad (4.1)$$

З урахуванням значного навантаження по рідині переріз абсорбера розрахований відповідно до фіктивної швидкості визначеної за формулою (4.1) буде недостатнім.

Для забезпечення необхідної інтенсивності барботажу швидкість газу в прорізах ковпачків або отворів ситчатої тарілки не повинна бути меншою значення  $w'_0$ , яка відповідає початку режиму рівномірної роботи [16].

$$w'_0 = a \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_x}{\rho_y} \cdot h_0}, \quad (4.2)$$

де  $a$  – коефіцієнт, який дорівнює 1 для ковпачкових тарілок і 0,67 для ситчатих;

$\xi$  – коефіцієнт місцевого опору тарілки, для ситчатих тарілок, значення якого коливаються в межах 1,1÷2:

$h_0$  – висота прорізу для ковпачкової тарілки, або висот шару рідини на ситчатій тарілці, для попередніх розрахунків можна прийняти  $h_0=0,01$  м при висоті переливного порогу  $h_{\text{пер.}}=0,04$  м.

$$w'_0 = 0,67 \sqrt{\frac{9,81}{2} \cdot \frac{997}{35,78} \cdot 0,01} = 0,78 \text{ м/с.}$$

Максимальний сумарний переріз отворів ситчатої тарілки буде:

$$\Sigma S_{\text{отв.}} = \frac{G}{\rho_y w'_0} = \frac{0,8}{35,78 \cdot 0,78} = 0,0285 \text{ м}^2.$$

Відносний вільний переріз тарілки  $F_c$  вибирається згідно з технічною характеристикою тарілок типу ТС-Р.  $F_c = 2,75\%$  (0,0275).

Тоді робочий переріз тарілки  $S_6$ :

$$S_6 = \frac{\Sigma S_{\text{отв.}}}{F_c} = \frac{0,0285}{0,0275} = 1,036 \text{ м}^2.$$

Вибирається стандартна ситчата тарілка [16].

Технічна характеристика ситчатої тарілки типу ТС-Р:

- діаметр колони,  $D = 1200$  мм (1,2) м;
- вільний переріз колони,  $S_k = 1,13 \text{ м}^2$ ;
- робочий переріз тарілки,  $S_T = 1,01 \text{ м}^2$ ;
- діаметр отворів в тарілці,  $d_0 = 3$  мм;
- крок між отворами,  $t = 12$  мм;
- висота переливного порогу,  $h_{\text{пер.}} = 40$  мм;
- ширина переливного порогу (периметр зливу),  $b = 0,722$  м;
- відносний вільний переріз тарілки,  $F_c = 2,75\%$  (0,0275);
- переріз переливу  $S_{\text{пер.}} = 0,06 \text{ м}^2$ ;
- маса тарілки,  $m_T = 62$  кг.

Дійсна швидкість газу в отворах тарілки:

$$w_0 = \frac{G}{\rho_y \cdot S_T \cdot F_c} = \frac{0,8}{35,78 \cdot 1,01 \cdot 0,0275} = 0,855 \text{ м/с} > 0,78 \text{ м/с},$$

відповідає умові інтенсивного барботажу.

Швидкість газу в робочому перерізі тарілки:

$$w_T = \frac{G}{\rho_y \cdot S_T} = \frac{0,8}{35,78 \cdot 1,13} = 0,0198 \text{ м/с}.$$

Швидкість газу в інтервалі стійкої роботи в колонах для інших типів тарілок розраховують за наступними рівняннями.

для провальних тарілок [1, 3].

$$Y = B \cdot e^{-4X}, \quad (4.3)$$

$$X = \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{1/8}; \quad Y = \frac{w^2}{g \cdot d_e \cdot F_c^2} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_B}\right)^{0,16};$$

де  $w$  – швидкість газу, м/с;

$d_e$  – еквівалентний діаметр отвору або щілини в тарілці, м;

$F_c$  – частка вільного перерізу тарілки, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;

$\mu_x, \mu_v$  – коефіцієнт динамічної в'язкості, відповідно, абсорбента і води при температурі 20<sup>0</sup>С;

$B$  – коефіцієнт, який коливається від 2,95 до 10 відповідно, для нижньої і верхньої межі роботи тарілки.

З урахуванням можливих коливань навантажень по газу приймають  $B = 6 \div 8$ . Для клапанних тарілок [1]:

$$w^{1,85} = \frac{M_{\text{кл}} \cdot 2g}{S_0 \cdot \xi \cdot \rho_y}, \quad (4.4)$$

де  $M_{\text{кл}}$  – маса клапана, кг;

$S_0$  – площа отвору під клапаном, м<sup>2</sup>;

$\xi$  – коефіцієнт місцевого опору, орієнтовано  $\xi = 3$ .

Для ковпачкових тарілок [1]:

$$w = \frac{0,0155}{d_k^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y} \cdot h_k}, \quad (4.5)$$

де  $d_k$  – діаметр ковпачка, м;

$h_k$  – відстань від верхнього краю ковпачка до вищерозташованої тарілки, м.

Таблиця 4 - Типи тарілок і області застосування

| Тип                                                   | Діаметр | Область застосування                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            |
|-------------------------------------------------------|---------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 1                                                     | 2       | 3                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               |
| Ковпачкові<br>ОСТ 26-01-66-86                         | 0,4-4,0 | Для процесів, які проходять під атмосферним та підвищеним тиском і нестабільних режимах. Діапазон стійкої роботи тарілки 4,5                                                                                                                                                                                                                                                    |
| Ситчаті<br>ОСТ 26-01-108-85                           | 0,4-4,0 | Для процесів, які проходять під будь-яким тиском і стабільних режимах. Діапазон стійкої роботи 2                                                                                                                                                                                                                                                                                |
| Тарілки з двома зонами контакту фаз<br>ОСТ 26-1078-85 | 1,6-4,0 | Встановлено три типи виконання тарілок:<br>1-3 з ситчатими секціями;<br>2-3 з ситчато-клапанними секціями;<br>3-3 з клапанними секціями.<br>В залежності від навантаження по рідині для всіх варіантів встановлено 4 типа розмірів переливів з діаметрами 300 і 400 мм, які оснащені одно- або двощільовими вихідними пристроями для рідини. Діапазон стійкої роботи від 2 до 4 |
| Ситчато - клапанні<br>ОСТ 26-01-108-85                | 0,4-4,0 | Для процесів, які проходять переважно під розрідженням або при помірному тиску. Діапазон стійкої роботи 3-3,5.                                                                                                                                                                                                                                                                  |

| Продовження табл. 4                    |         |                                                                                                          |
|----------------------------------------|---------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 1                                      | 2       | 3                                                                                                        |
| Клапанні<br>ОСТ 26-01-108-85           | 0,4-4,0 | Для процесів, які проходять переважно під атмосферним та підвищеним тиском. Діапазон стійкої роботи 3,5. |
| Жалюзійно-клапанні<br>ОСТ 26-01-417-85 | 1,0-4,  | Для процесів, які проходять переважно під атмосферним та підвищеним тиском. Діапазон стійкої роботи 4,0. |

Під діапазоном стійкої роботи розуміють відношення максимально-допустимого значення навантаження по газу до мінімально допустимого.

Таблиця 5 – Порівняльні характеристики тарілок

| №<br>п/п | Показник                                          | Тип тарілки* |   |   |   |   |   |   |
|----------|---------------------------------------------------|--------------|---|---|---|---|---|---|
|          |                                                   | 1            | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| 1        | 2                                                 | 3            | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|          | Можливість роботи                                 |              |   |   |   |   |   |   |
| 1        | в агресивних середовищах                          | 3            | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 4 |
| 2        | з твердими домішками                              | 1            | 2 | 1 | 3 | 1 | 0 | 4 |
| 3        | з в'язкими середовищами                           | 0            | 0 | 2 | 1 | 0 | 1 | 2 |
| 4        | при високих навантаженнях                         | 4            | 4 | 4 | 5 | 2 | 4 | 4 |
| 5        | при низьких навантаженнях                         | 2            | 5 | 5 | 3 | 3 | 2 | 2 |
| 6        | з великим діапазоном навантажень                  | 3            | 4 | 5 | 5 | 4 | 3 | 1 |
| 7        | з низьким гідравлічним опором                     | 4            | 4 | 2 | 2 | 0 | 4 | 4 |
| 8        | можливість відводу теплоти                        | 3            | 2 | 2 | 2 | 1 | 3 | 3 |
| 9        | можливість огляду, чищення, ремонту               | 3            | 3 | 3 | 3 | 2 | 3 | 5 |
| 10       | простота монтажу                                  | 4            | 4 | 4 | 4 | 1 | 3 | 5 |
| 11       | низька металоємність                              | 4            | 4 | 4 | 4 | 2 | 4 | 5 |
| 12       | низькі капітальні затрати                         | 4            | 3 | 3 | 3 | 2 | 4 | 5 |
| 13       | можливість роботи з малою відстанню між тарілками | 4            | 4 | 4 | 2 | 3 | 3 | 5 |

\* 1 – ситчата; 2 – ситчато-клапана; 3 – клапана; 4 – жалюзійно-клапана; 5 – ковпачкова; 6 – з двома зонами контакту фаз; 8 решітчата.

Таблиця 6 – Орієнтована ефективність і гідродинамічний опір

| Тип тарілки | Назва тарілки               | Ефективність, Е | Гідравлічний опір, $\Delta P$ , Па |
|-------------|-----------------------------|-----------------|------------------------------------|
| 1           | Ситчата                     | 0,7             | 300                                |
| 2           | Ситчато-клапана             | 0,7             | 300                                |
| 3           | Клапана                     | 0,7             | 450                                |
| 4           | Жалюзійно-клапана           | 0,6             | 450                                |
| 5           | Ковпачкова                  | 0,6             | 450                                |
| 6           | З двома зонами контакту фаз | 0,7             | 300                                |
| 7           | Решітчата                   | 0,6             | 250                                |

#### 4.3 Розрахунок коефіцієнта масопередачі

Розрахунки тарілчастих абсорберів проводять на основі модифікованого рівняння масопередачі, в якому коефіцієнти масопередачі для рідинної  $K_{xf}$  і газової фази  $K_{yf}$  відносять до одиниці робочої поверхні тарілки:

$$M = K_{xf} \cdot F \cdot \Delta \bar{X}_{\text{сер}} = K_{yf} \cdot F \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}, \quad (4.6)$$

де  $F$  – сумарна робоча площа тарілок у абсорбері,  $\text{м}^2$ .

В цьому випадку необхідна кількість тарілок визначається діленням сумарної площі на робочу площу однієї тарілки:

$$n = \frac{F}{f_p}, \quad (4.7)$$

де  $n$  – число тарілок;

$f_p$  – робоча площа однієї тарілки,  $\text{м}^2$ .

Коефіцієнт масопередачі визначають за принципом адитивності фазових дифузійних опорів:

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (4.8)$$

де  $\beta_{yf}$ ,  $\beta_{xf}$  – коефіцієнти масовіддачі, віднесені до одиниці робочої поверхні тарілки, для газової і рідинної фаз, відповідно,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ .

Для визначення коефіцієнтів масовіддачі рекомендують узагальнене критеріальне рівняння [13], яке підходить для різних конструкцій барботажних тарілок:

$$\text{Nu}' = A(\text{Pe}')^{0,5} \cdot \Gamma_c \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}. \quad (4.9)$$

При цьому для рідинної фази:

$$\text{Nu}_x' = \frac{\beta_{xf} \cdot \ell}{D_x}; \quad \text{Pe}_x' = \frac{U \cdot \ell}{(1 - \varepsilon) D_x};$$

для газової фази:

$$Nu_y' = \frac{\beta_{yf} \cdot \ell}{F_c \cdot D_y}; \quad Pe_y' = \frac{w \cdot \ell}{\varepsilon \cdot D_y},$$

де  $A$  – коефіцієнт;

$\frac{u}{1-\varepsilon}, \frac{w}{\varepsilon}$  – середні швидкості рідини газу в барботажному шарі, м/с;

$\varepsilon$  – газонаповнення барботажного шару;

$\Gamma_c = \frac{\Delta P_{\Pi}}{\rho_x \cdot g \cdot \ell}$  – критерій гідравлічного опору, який характеризує

відносну величину питомої поверхні масопередачі на тарілці;

$\Delta P_{\Pi} = g \cdot \rho_x \cdot h_0$  – гідравлічний опір барботажного газорідинного шару (піни) на тарілці, Па;

$\ell$  – характерний лінійний розмір, який дорівнює середньому діаметру бульбашки або газового струменя в барботажному шарі, м.

Рішення критеріального рівняння (4.9) відносно коефіцієнтів масовіддачі приводить до наступного вигляду:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot D_x^{0,5} \left( \frac{U}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}, \quad (4.10)$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot F_c \cdot D_y^{0,5} \left( \frac{w_T}{\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}, \quad (4.11)$$

де  $h_0$  – висота світлого шару рідини, м;

$F_c$  – площа вільного перерізу тарілки, м<sup>2</sup>.

4.3.1 Розрахунок висоти світлого шару рідини на тарілці і газо наповнення барботажного шару

Висоту світлого шару рідини  $h_0$  для ситчатих і клапаних тарілок знаходять за рівнянням:

$$h_0 = 0,787 \cdot q^{0,21} \cdot h_{\text{пер}}^{0,56} \cdot w_T^m [1 - 0,31 \exp(-0,11\mu_x)] \cdot \left( \frac{\sigma_x}{\sigma_B} \right)^{0,09}, \quad (4.12)$$

де  $q = \frac{L}{\rho_x \cdot B}$  – питома витрата рідини на 1 м ширини переливної

$$\text{перегородки м}^2/\text{с}; q = \frac{39,6}{997 \cdot 0,722} = 0,055 \text{ м}^2/\text{с};$$

$b$  – ширина переливної перегородки, м;

$h_{\text{пер}}$  – висота переливної перегородки, м;

$\sigma_x, \sigma_b$  – поверхневий натяг абсорбента і води, відповідно, при середній температурі в колоні Н/м; в даному проекті  $\sigma_x = \sigma_b$ ;

$\mu_x$  – коефіцієнт динамічної в'язкості абсорбента, мПа·с;

$$m = 0,05 - 4,6; h_{\text{пер}} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,040 = -0,134.$$

$$h_0 = 0,787 \cdot 0,055^{0,21} \cdot 0,04^{0,56} \cdot 0,0198^{-0,134} \cdot [1 - \exp(-0,11 \cdot 0,8939)] \cdot 1 = 0,011 \text{ м}.$$

Газонаповнення барботажного шару знаходять згідно з формулою:

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{\text{Fr}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}}}, \quad (4.13)$$

де  $\text{Fr} = \frac{w_T^2}{q \cdot h_0}$  – критерій Фруда.

$$\text{Fr} = \frac{0,0198^2}{9,81 \cdot 0,011} = 3,58 \cdot 10^{-3},$$

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{3,58 \cdot 10^{-3}}}{1 + \sqrt{3,58 \cdot 10^{-3}}} = 0,0565.$$

Для провальних тарілок висоту світлого шару рідини можна визначити із формул для визначення гідравлічного опору газорідинного шару (піни) на тарілці [3]:

$$\Delta P_{\Pi} = g \cdot \rho_x \cdot h_0 = g \cdot \rho_x (1 - \varepsilon) \cdot h_{\Pi}, \quad (4.14)$$

де  $h_{\Pi}$  – висота газорідинного шару на тарілці, м; звідки  $h_0(1 - \varepsilon)h_{\Pi}$ .

Висоту газорідинного шару для провальних тарілок визначають за рівнянням [3]:

$$\text{Fr} = \frac{0,0011 \cdot B}{C} \cdot \frac{\rho_x}{\rho_y}, \quad (4.15)$$



$B$  – коефіцієнт, який приймається при розрахунку фіктивної швидкості газу;

$$C = \left( \frac{U^6 \cdot \mu_x^2 \cdot \rho_x}{g \cdot \sigma_x} \right)^{0,067}, \quad (4.16)$$

де  $U$  – густина зрошення,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ;

$\mu_x$  – динамічна в'язкість,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ;

$\sigma_x$  – поверхневий натяг рідини,  $\text{Н/м}$ .

Висоту газорідинного шару визначають на основі визначення критерію Фруда:

$$Fr = \frac{w_0^2}{g \cdot h_{\Pi}},$$

де  $w_0$  – швидкість газу у вільному перерізі (щілинах) тарілки,  $\text{м/с}$ .

Газонаповнення барботажного шару в даному випадку визначається наступним чином [3]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{F_c} \cdot F_r^{0,2}}. \quad (4.17)$$

Для ковпачкових тарілок висоту світлого шару рідини знаходять за рівнянням [15]:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} - 0,0135w\sqrt{\rho_y} + 2,46q, \quad (4.18)$$

де  $q$  – лінійна густина зрошення, віднесена до ширини переливної перегородки,  $\text{м}^3/\text{м} \cdot \text{с}$ .

За довідниками або шляхом розрахунків уточнюються значення коефіцієнтів молекулярної дифузії розподіляємого компонента в газовій і рідкій фазах (див. розділ 3.4) і обчислюються коефіцієнти масовіддачі:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot f_p} = \frac{39,6}{997 \cdot 1,01} = 0,0393 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с};$$

$$\begin{aligned} \beta_{xf} &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot (1,98 \cdot 10^{-9})^{0,5} \left( \frac{0,0393}{1 - 0,0565} \right)^{0,5} \cdot 0,011 \left( \frac{0,0185}{0,0185 + 0,8937} \right)^{0,5} = \\ &= 0,0278 \text{ м/с}. \end{aligned}$$

$$\beta_{yx} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,0275 \cdot (0,525 \cdot 10^{-6})^{0,5} \left( \frac{0,0198}{0,0565} \right)^{0,5} \cdot 0,011 \left( \frac{0,0185}{0,0185 + 0,8937} \right)^{0,5} = 0,01156 \text{ м/с.}$$

$$\beta_{xf} = 0,0278 \cdot \rho_x = 0,0278 \cdot 997 = 27,72 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$$\beta_{yf} = 0,01156 \cdot \rho_y = 0,01156 \cdot 35,78 = 0,4136 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

Коефіцієнт масопередачі:

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}} = \frac{1}{\frac{1}{0,4136} + \frac{34,2}{27,72}} = 0,274 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}.$$

Сумарну поверхню тарілок знаходять із рівняння масопередачі:

$$F = \frac{0,054}{0,274 \cdot 0,0163} = 12,1 \text{ м}^2.$$

Необхідне число тарілок:

$$n = \frac{F}{f_p} = \frac{12,1}{1,01} = 11,98 = 12 \text{ тарілок.}$$

#### 4.2.2 Вибір відстані між тарілками і визначення висоти абсорбера

Відстань між тарілками повинна бути більшою суми висот барботажного шару і сепараційного простору:

$$h \geq h_{\Pi} + h_c, \quad (4.19)$$

де  $h$  – відстань між тарілками, м;

$h_{\Pi}$  – висота барботажного шару, м;

$h_c$  – висота сепараційного простору, м.

Згідно з формулою (4.14)

$$h_{\Pi} = \frac{h_0}{1 - \varepsilon} = \frac{0,011}{1 - 0,0565} = 0,012 \text{ м.}$$

Висоту сепараційного простору розраховують, на основі значення величини винесення рідини з тарілки, яка не повинна бути більшою 0,1 кг рідини на 1 кг газу.

Для розрахунку величини винесення бризок рідини  $\ell$  для ситчатих тарілок пропонується рівняння [3]:

$$\ell = 7,7 \cdot 10^{-5} \left( \frac{73}{\sigma} \right) \cdot \left( \frac{w}{h_c} \right)^{3,2}, \quad (4.20)$$

де  $\sigma$  – поверхневий натяг абсорбента, мН·м;

$w$  – швидкість газу в робочому перерізі тарілки, м/с.

$$0,1 = 7,1 \cdot 10^{-5} \cdot \left( \frac{73}{72} \right) \cdot \left( \frac{0,0198}{h_c} \right)^{3,2}.$$

$$h_c = 2,12 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

$$h = 0,012 + 0,00212 = 0,014 \text{ м.}$$

Винесення рідини малоймовірно при стандартній відстані між тарілками [15], яка рекомендується для колонних апаратів з діаметром 1200-3600 мм.  $h_{ст} = 500 \text{ мм.}$

Для ковпачкових тарілок винесення рідини визначається за залежністю [3]:

$$10^3 \cdot 3600 \cdot E \cdot h_c^{2,59} \cdot \mu_x \cdot 10^3 \cdot \sigma^{0,4} = f \left( w \cdot \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \right), \quad (4.21)$$

де  $E$  – маса рідини, яка виноситься з 1 м<sup>2</sup> вільного перерізу колони без урахування переливного пристрою кг/ м<sup>2</sup>·с;

$$f \left( w \cdot \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \right) - \text{знаходять за допомогою графіка (рис. 5).}$$

Для розрахунку винесення рідини  $\ell$  з тарілок інших типів використовують рівняння:

$$\ell = A \cdot f \cdot \frac{w^m}{h_c^n}, \quad (4.22)$$

де  $f$  – множник, який враховує властивості рідини;

$$f = 0,0565 (\rho_x/\sigma)^{1,1}, \quad (4.23)$$

де  $\sigma$  – поверхневий натяг рідини, мН/м;

$A$ ,  $m$ ,  $p$  – коефіцієнт і показник степені, які вибирають в табл. 4.

Таблиця 4 – Додаткові дані до рівняння (4.23)

| Тип тарілки                               | $a$                 | $m$  | $p$  |
|-------------------------------------------|---------------------|------|------|
| Провальна (дирчата, решітчаста, хвиляста) | $1,4 \cdot 10^{-4}$ | 2,56 | 2,56 |
| Клапана и баластна                        | $6,5 \cdot 10^{-5}$ | 2,15 | 2,5  |

Висота тарілчастої частини абсорбера визначається формулою:

$$H_T = (n - 1)h_{CT} = (12 - 1) \cdot 0,5 = 5,5 \text{ м.}$$

Відстань між верхньою тарілкою і кришкою абсорбера  $h_B = 2$  м.

Відстань між днищем і нижньою тарілкою:  $h_H = 1,5D = 1,5 \cdot 1,2 = 1,8$  м.

Загальна висота абсорбера:  $H_A = H_T + h_B + h_H = 5,5 + 2 + 1,8 = 9,3$  м.

Розміри патрубків, які розраховані для насадкового абсорбера повністю відповідають умовам роботи барботажного абсорбера (див. розд. 3.5.6).

#### 4.3 Розрахунок гідравлічного опору барботажного абсорбера

Гідравлічний опір тарілок абсорбера визначають наступною формулою:

$$\Delta P_a = \Delta P_T \cdot n, \quad (4.24)$$

де  $\Delta P_T$  – повний гідравлічний опір однієї тарілки, Па.

$$\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_H + \Delta P_\sigma, \quad (4.25)$$

де  $\Delta P_c, \Delta P_H, \Delta P_\sigma$  - гідравлічний опір сухої тарілки, газорідинного шару (піни) на тарілці, і опір, який викликається силами поверхневого натягу, Па.

$$\Delta P_c = \xi \frac{w_0^2}{2} \cdot \rho_y, \quad (4.26)$$

де  $\xi$  – коефіцієнт опору сухої тарілки (табл. 5) [3].

Таблиця 5 – Значення коефіцієнтів опору сухих тарілок різних типів

| Тип тарілки                    | $\xi$   |
|--------------------------------|---------|
| Ковпачкова                     | 4,0-5,0 |
| Клапана                        | 3,6     |
| Ситчата                        | 1,1-2,0 |
| Провальна з щільовими отворами | 1,4-1,5 |

Гідравлічний опір сухої ситчатої тарілки:

$$\Delta P_c = 2,0 \frac{0,805^2}{2} \cdot 35,78 = 23,2 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір газорідного шару:

$$\Delta P_{\Pi} = \rho_x \cdot g \cdot h_0 = 997 \cdot 9,81 \cdot 0,011 = 107,6 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір, який обумовлений силами поверхневого натягу:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_0} = \frac{4 \cdot 72 \cdot 10^{-3}}{0,003} = 96 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_T = 23,2 + 107,6 + 96 = 226,8 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір усіх тарілок:

$$\Delta P_a = 226,8 \cdot 12 = 2721,6 \text{ Па.}$$

#### 4.4 Механічні розрахунки барботажного абсорбера

##### 4.4.1 Визначення товщини стінки корпусу абсорбера

Корпус колони і інші комплектуючі деталі і вузли виготовляються із легированої сталі X18H10δ.

Всі умови викладені в розділі 3.71.

Товщина стінки абсорбера згідно з формулою (3.25), (3.26):

$$\delta_{ст} = \frac{1,2(3,0 - 0,1)}{2 \cdot 148 \cdot 0,7} = 0,0001 \cdot 10 = 0,0002 = 0,018 \text{ м.}$$

$$\frac{0,018 - 0,001}{1,2} = 0,014 < 0,1.$$

Зовнішній діаметр корпусу абсорбера  $D_k = 1030$  мм. Маса циліндричної частини корпусу при  $H_k = 9,6$  м складе:

$$m_k = K \cdot D_{\text{абс}} \cdot \delta_{\text{ст}} \cdot H_k \cdot \rho_{\text{ст}} = 3,14 \cdot 1,2 \cdot 0,018 \cdot 9,3 \cdot 7500 = 4731 \text{ кг.}$$

#### 4.4.2 Вибір днища та перевірка на міцність

Відповідно до зовнішнього діаметра корпусу вибираються два нормалізовані еліптичні відбортовані днища [7]:

- зовнішній діаметр циліндричної частини  $D_k = 1236$  мм;
- товщина стінки  $\delta_{\text{ст}} = 18$  мм;
- висота еліптичної частини  $H_d = 300$  мм;
- висота циліндричної частини  $h_{\text{ц}} = 40$  мм;
- площа бокової поверхні  $F_d = 1,71 \text{ м}^2$ ;
- внутрішній об'єм  $V_d = 0,27 \text{ м}^3$ ;
- маса  $m_d = F_d \cdot \delta_{\text{ст}} \cdot \rho_{\text{ст}} = 1,71 \cdot 1,2 \cdot 0,018 \cdot 7500 = 230,85 \text{ кг.}$
- Перевірка на міцність днища згідно з формулами (3.25), (3.26):

$$\delta_{\text{ст}} = \frac{1,2(3,0 - 0,1)}{2,148 \cdot 0,7} + 0,0001 \cdot 10 + 0,0002 = 0,018 \text{ м.}$$

$$\frac{0,015 - 0,001}{1,2} = 0,014 < 0,1.$$

#### 4.4.3 Вибір штуцерів (див. розділ 3.7.3)

#### 4.4.4 Вибір фланців для з'єднання секцій абсорбера

Для з'єднання секцій абсорбера та днищ застосовують в парі нормалізовані плоскі фланці з пазом тип виконання – 2 А і з шипом тип виконання – 2 Б [7]:

- робочий тиск 4 МПа;
- умовний діаметр  $d_y = 1200$  мм;
- зовнішній діаметр фланця  $d_{\text{ф}} = 1455$  мм;
- діаметр розташування болтових отворів  $d_6 = 1385$  мм;
- товщина фланця  $h = 10$  мм;
- діаметр отворів під болти  $d_0 = 40$  мм;
- число отворів під болти  $Z = 48$ .

#### 4.4.5 Вибір барботажних тарілок

В абсорбері встановлюють ситчаті тарілки типу ТС-Р [16, 7]:

- діаметр колони 1200 мм;
- робочий переріз тарілки  $S_T = 1,01 \text{ м}^2$ ;
- діаметр отворів у тарілці  $d_o = 3 \text{ мм}$ ;
- висота переливного порогу  $h_{\text{пер.}} = 40 \text{ мм}$ ;
- відносний вільний переріз тарілки  $F_c = 0,0275$ ;
- маса тарілки  $m_T = 62 \text{ кг}$ .

#### 4.4.6 Вибір опори

Нормалізована опора вибирається в залежності від вагового навантаження в МН. (Умови див. розділ 3.7.6).

Загальна маса абсорбера в робочому стані включає маси:

- корпусу - 4731 кг;
- днищ  $230,85 \times 2 = 461,7 \text{ кг}$ ;
- тарілок  $62 \times 12 = 744 \text{ кг}$ .

$\Sigma m = 5937 \text{ кг}$ .

Робоча вага абсорбера згідно з формулою (3.27):

$$P_{\min} = 5937 \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,0874 \text{ МН.}$$

Вага абсорбера при гідравлічних випробуваннях згідно з формулою (3.28), при  $V_{\text{абс}} = 10,0 \text{ м}^3$ .

$$P_{\max} = (5937 + 10 \cdot 1000) \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,235 \text{ МН.}$$

Нормалізована циліндрична опора, тип виконання II (з зовнішніми стійками під болти) при  $P_{\max} = 0,25 \text{ МН}$  і  $P_{\min} = 0,125 \text{ МН}$  [7]:

- внутрішній діаметр  $d = 1200 \text{ мм}$ ;
- товщина стінки  $S_1 = 6 \text{ мм}$ ;
- товщина опорної плити  $S_2 = 20 \text{ мм}$ ;
- діаметр отворів під болти кріплення  $d_2 = 28 \text{ мм}$ ;
- діаметр болтів М 24;
- число болтів  $Z = 6$ ;
- висота опори  $H_1 = 1500 \text{ мм}$ .

## Список літератури

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: Учебник для химико-технологических вузов / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. – 450 с.
2. Справочник химика [Текст] в 6 т. – М.: Химия, 1964. – 1005 с.
3. Рамм, В.М. Абсорбция газов [Текст] / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655 с.
4. Коробчанский, И.Е. Расчет аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования [Текст] / М.Е. Коробчанский, М.Д. Кузнецов. – М.: Металлургия, 1972. – 294 с.
5. 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.
6. Рамм, В.М. Абсорбция газов [Текст] / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1966. – 767 с.
7. Лацинский, А.А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник [Текст] / А.А. Лацинский, А.Р. Толчинский. – М.: Альянс, 2008. – 752 с.
8. Лацинский, А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. Справочник [Текст] / А.А. Лацинский. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с.
9. Тютюнников, А.Б. Основы расчета и конструирования массообменных колонн [Текст] / А.Б. Тютюнников, Л.Л. Тобажнянский, А.П. Готлинская. – Киев.: Вища школа, 1989. – 223 с.
10. Бретшнайдер, С. Свойства газов и жидкостей [Текст] / С. Бретшнайдер. М.: - Л.: Химия, 1970. – 536 с.
11. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов [Текст] / Н.Б. Варгафтик. - М.: Наука, 1972. – 720 с.
12. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – 3-е изд. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
13. Тобажнянский Л.Л. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [Текст]: учебное пособие / Л.Л. Тобажнянский, А.П., Лещенко, А.П. Толчинская: под ред. Л.Л. Тобажнянского. – Харьков.: НГУ «ХП», 2006. – 432 с.
14. Тобажнянський, Л.Л. Процеси і апарати хімічної технології [Текст] : Навчальний посібник / Л.Л. Тобажнянський, О.П. Готлінська, В.О. Лещенко. – Харків.: НГУ «ХП», 2007. – 540 с.
15. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: Пособие по проектированию / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
16. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии. [Текст]: Учебник / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Коган. - М.: Химия, 1968. – 847 с.
17. 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.П.: Химиздат, 2006. – 80 с.