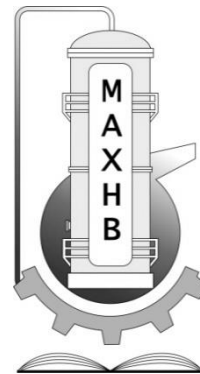


МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»



МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВОЇ РОБОТИ

напряму підготовки 133 – Галузеве машинобудування
до кредитного модуля:

"Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси"
Базові принципи теорії тепломасообміну

СПЕЦІАЛІЗАЦІЯ:

Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і
нафтопереробних виробництв

Київ – 2017

Методичні вказівки до виконання розрахункової роботи напряму 133 – Галузеве машинобудування, спеціалізації " Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв" з кредитного модуля "Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси": [Електронний ресурс]: / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад. Корнієнко Я.М. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 19 с.

Гриф надано Вченою радою

інженерно-хімічного факультету

КПІ ім. Ігоря Сікорського

(Протокол № 8 від 23 жовтня 2017р.)

Відповідальний редактор Степанюк Андрій Романович, к.т.н,

Рецензент:

Сокольський Олександр Леонідович, доцент, к.т.н.

Навчальне видання

Корнієнко Ярослав Микитович

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВОЇ РОБОТИ

напряму підготовки 133 – Галузеве машинобудування

до кредитного модуля:

"Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси"

Вступ

Процеси перенесення маси в системах.

Впровадження принципів "сталого розвитку" пов'язане з розробленням новітніх технологічних процесів та енергоефективного обладнання для їх реалізації.

Тому для набуття критичних навичок та вмінь, які стосуються параметричних розрахунків масообмінних апаратів, дозволить студентам краще засвоїти теоретичні засади масообміну, а також використати набуті знання при виконанні курсових та дипломних проектів.

Мета

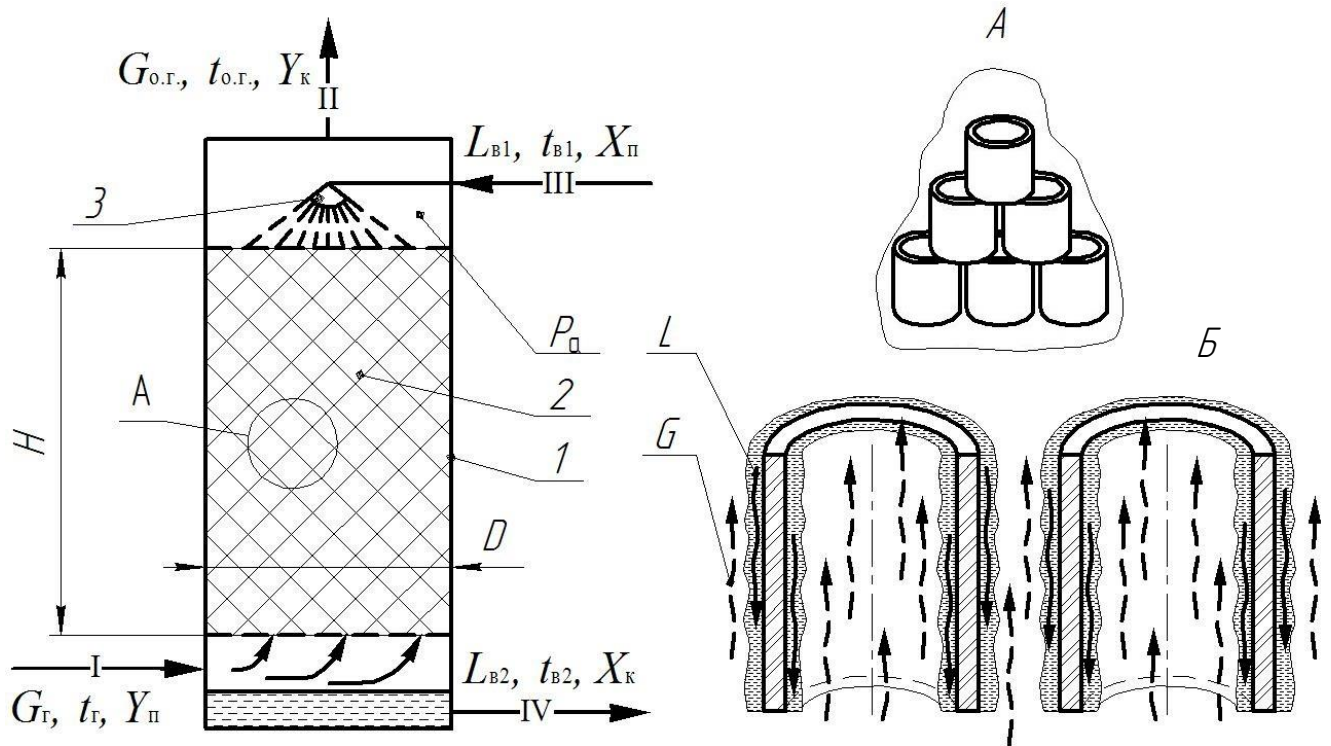
Метою розрахункової роботи є проведення параметричного розрахунку масообмінних апаратів та сформулювати пропозиції щодо зменшення енергозатрат.

Методика розрахунку

Вихідні дані:

Об'ємні витрати газової суміші G , що надходить в абсорбер, м ³ /год.	V ;
Температура газової суміші (фаза G), °C	t_G ;
Початкова температура води (фаза L), що надходить до абсорбера, °C	t_B ;
Ступінь вилучення компонента, %	ε ;
Початковий масовий відсоток цільового компонента у фазі L , %	\bar{x}_n ;
Початковий масовий відсоток цільового компонента у фазі G , %	\bar{y}_n ;
Ступінь насичення фази L цільовим компонентом,	η ;
Тиск, під яким працює абсорбер, МПа	P_a .

Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 1.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – зрошувач; I – газ, насичений цільовим компонентом; II – очищений газ; III – вода; IV – вода, насичена цільовим компонентом; B – схема взаємодії газу та рідини на насадці

Рисунок 1 – Розрахункова схема абсорбера

1. Матеріальний баланс

1. Початкові відносні масові концентрації рідкої L , $\text{кг}_A/\text{кг}_L$, та газової G фаз, $\text{кг}_A/\text{кг}_G$:

$$\bar{X}_n = \frac{\bar{x}_n}{(100 - \bar{x}_n)};$$

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{\text{ц.к.}}}{M_{\text{пов.}}} \cdot \frac{\bar{y}_n}{(100 - \bar{y}_n)},$$

де $M_{\text{ц.к.}}$ – молярна маса цільового компонента (для NH_3 – 17 $\text{кг}/\text{кмоль}$, для SO_2 – 64 $\text{кг}/\text{кмоль}$);

$M_{\text{пов.}} = 29$ – молярна маса повітря (фази G).

2. Відносна масова концентрація цільового компонента у фазі G на виході із абсорбера, $\text{кг}_A/\text{кг}_G$:

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n \cdot \frac{(100 - \varepsilon)}{100};$$

або у мольних частках, моль_A/моль_G:

$$\bar{y}_k = \frac{M_{\text{пов.}} \cdot \bar{Y}_k}{M_{\text{пов.}} \cdot \bar{Y}_k + M_{\text{ц.к.}}}$$

3. Парціальний тиск цільового компонента на вході в абсорбер (за законом Клапейрона-Дальтона), Па:

$$p_{\Pi} = P_a \cdot \frac{\bar{y}_{\Pi}}{100}$$

Рушійною силою для точки *A*, рисунок 2, є відрізок *Aa* або $\Delta p_A = p_{\text{кін.}} - p_{\text{поч.}}^*$, точка *B^P* відповідає рівноважному стану, тобто $\Delta p_B = 0$.

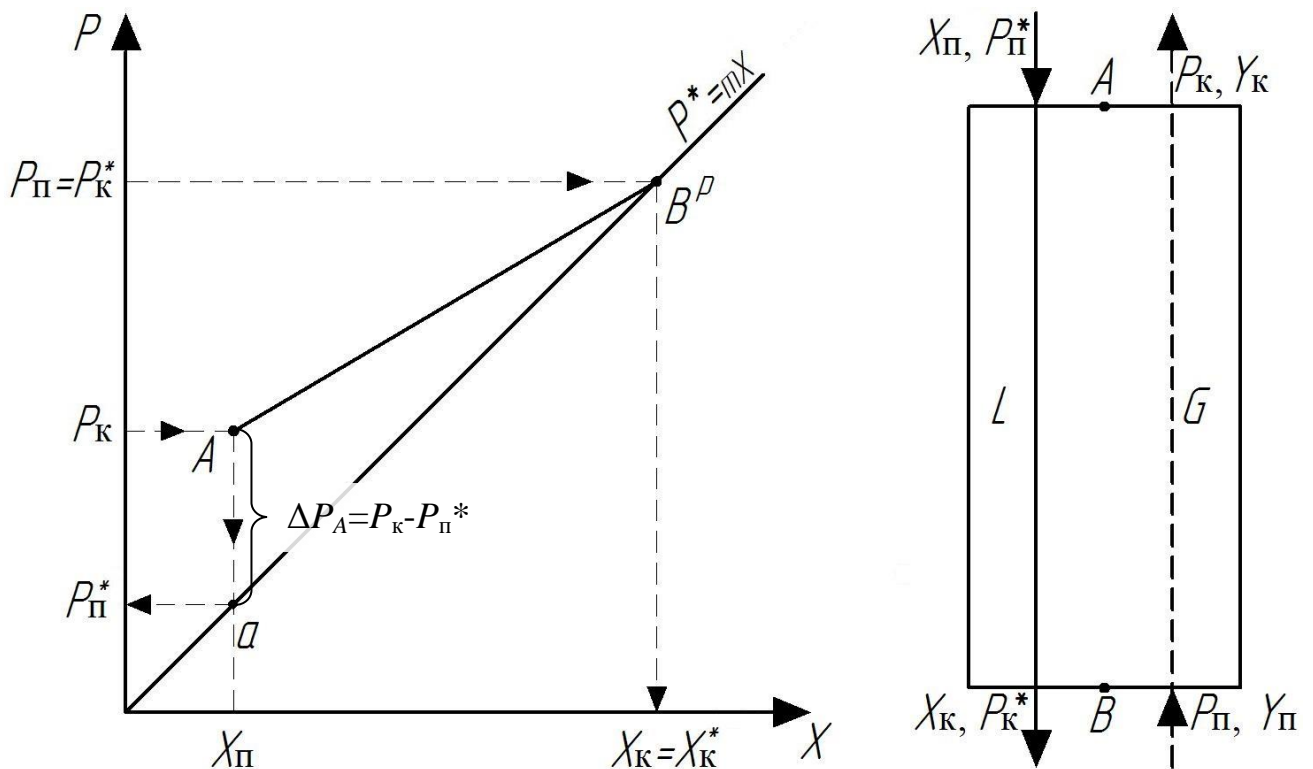


Рисунок 2 – Визначення рушійної сили через парціальний тиск

4. Рівноважна масова частка цільового компонента *A* на початку процесу абсорбції у рідкій фазі (за законом Генрі), кг_A/кг_L:

$$p_{\Pi} = \psi \cdot \bar{x}_{\Pi}^*$$

звідки:

$$\bar{x}_{\Pi}^* = \frac{p_{\Pi}}{\psi}$$

де константа Генрі для *NH₃*:

$$\psi = 156149 \cdot e^{0,04 \cdot t_B} \text{ Па,}$$

для SO_2 :

$$\psi = 29670 \cdot e^{0,0485 \cdot t_B} \text{ Па.}$$

5. Відносна рівноважна масова частка цільового компонента на початку процесу, $\text{кг}_A/\text{кг}_L$:

$$\overline{X}_\Pi^* = \frac{\overline{x}_\Pi^*}{1 - \overline{x}_\Pi^*}.$$

6. Відносна масова частка цільового компонента A в рідкій фазі у кінці процесу, $\text{кг}_A/\text{кг}_L$:

$$\overline{X}_K^* = \overline{X}_\Pi^* \cdot \eta.$$

7. Визначення рівноважних концентрацій.

Заповнюється таблиця 1, у відповідності до запропонованих залежностей, послідовно задаючись значеннями кінцевої відносної масової концентрації цільового компонента в рідкій фазі починаючи із початкової.

Таблиця 1 – Визначення рівноважних концентрацій

Величина/формула	Розмірність	1 $\frac{1}{\overline{X}_\Pi}$	2	3	4	5	6 $>\overline{X}_K$
\overline{X}_i	$\text{кг}_A/\text{кг}_L$						
$\overline{x}_i = \overline{X}_i / (1 + \overline{X}_i)$	$\text{кг}_A/\text{кг}_L$						
$x_i = \frac{M_{\text{вод.}} \cdot \overline{X}_i}{M_{\text{вод.}} \cdot \overline{X}_i + M_{\text{ц.к.}}}$	$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_L}$						
$t_i = t_B + \frac{\Phi_{\text{ц.к.}}}{c_{\text{води}} \cdot M_{\text{ц.к.}}} (\overline{X}_i - \overline{X}_\Pi)$	$^\circ\text{C}$						
$NH_3: \psi_i = 156149 \cdot e^{0,04 \cdot t_i}$ $SO_2: \psi_i = 29670 \cdot e^{0,0485 \cdot t_i}$	Па						
$p_i^* = \psi_i \cdot \overline{x}_i$	Па						
<p>При попередньому визначенні відносної масової частки цільового компонента, \overline{X}_i, не враховувалась зміна температури суміші за рахунок дифузійної теплоти розчинення цільового компонента у воді. Разом із тим, при підвищенні температури суттєво змінюється значення константи Генрі, ψ.</p>							

Тому необхідно перевірити, чи не перевищує значення рівноважного парціального тиску в кінці процесу парціальний тиск цільового компонента p_{Π} .							
$\Delta p = (p_{\Pi} - p_i^*)$				Па			
Якщо умова не виконується, то необхідно задатися новим значенням відносної кінцевої масової частки цільового компонента, \bar{X}_K , при якій різниця парціальних тисків буде мінімальною (>0).							
$\bar{Y}_i^* = \frac{M_{\text{ц.к.}} \cdot p_i^*}{M_{\text{пов.}} \cdot P_a - p_i^*}$				кг _A /кг _G			

де \bar{X}_i – відносна масова частка цільового компонента у воді, кг_A/кг_L;

\bar{x}_i – масова частка цільового компонента у воді, кг_A/кг_L;

x_i – відносна мольна частка цільового компонента у воді, $\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_L}$;

$M_{\text{вод.}} = 18 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ – молярна маса води [3].

t_i – температура фази G , °C;

$\Phi_{\text{ц.к.}}$ – диференційна теплота розчинності цільового компоненту у воді:

- для NH_3 : $\Phi_{\text{ц.к.}} = 35322 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$;

- для SO_2 : $\Phi_{\text{ц.к.}} = 31425 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$;

$C_{\text{води}} = 4190$ – питома теплоємність води, Дж/(кг·K), при $P_a = 0,1$ МПа [3];

ψ_i – константа Генрі;

Δp – різниця парціальних тисків, Па;

\bar{Y}_i^* – рівноважна масова частка цільового компонента (у повітрі – фаза G), що поглинається, кг_A/кг_G.

8. Приймаємо температуру газової суміші (фази G) на початку $t_{\Pi}' = 20$ °C, у такому випадку, м³/с:

$$V_{\Gamma} = \frac{V \cdot (t_{\Pi}' + T_0)}{(t_{\Gamma} + T_0)}$$

9. Кількість цільового компонента, що надходить до абсорбера, кг/с:

$$G_{\text{ц.к.}} = V_{\Gamma} \bar{y}_{\Pi} \rho_{\text{ц.к.}}$$

де при $t'_п = 20^\circ\text{C}$ густина цільового компонента, кг/м^3 :

$$\text{для NH}_3: \rho_{\text{ц.к.}} = 0,717;$$

$$\text{для SO}_2: \rho_{\text{ц.к.}} = 2,9.$$

10. Кількість повітря, що надходить до колони, кг/с :

$$G_{\text{пов.}} = V_{\text{Г}} \cdot (1 - \bar{y}_{\text{п}}) \cdot \rho_{\text{пов.}}$$

де при $t'_п = 20^\circ\text{C}$ густина повітря $\rho_{\text{пов.}} = 1,293 \text{ кг/м}^3$.

11. Кількість газової суміші G , що надходить до колони, кг/с :

$$G_{\text{Г}} = G_{\text{пов.}} + G_{\text{ц.к.}}$$

12. Густина газу G , що надходить до абсорбера, кг/м^3 :

$$\rho_{\text{Г}} = \frac{G_{\text{Г}}}{V_{\text{Г}}}$$

13. Кількість поглинутого цільового компонента, кг/с :

$$G'_{\text{ц.к.}} = G_{\text{ц.к.}} \cdot \frac{\varepsilon}{100}$$

14. Мінімальні питомі витрати абсорбенту (води):

$$l_{\text{min}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{X_{\text{к}}^* - \bar{X}_{\text{п}}}$$

15. Дійсні питомі витрати абсорбенту (води):

$$l_{\text{д}} = 1,2 \cdot l_{\text{min}}$$

16. Витрати абсорбенту (води), кг/с :

$$L = G_{\text{Г}} \cdot l_{\text{д}}$$

2. Визначення швидкостей в абсорбері

17. У якості насадки приймаємо сталльні кільця Рашига, завантажені навалом (нерегулярна насадка). Основні характеристики насадки наведено в таблиці 2. Обирається насадка із максимальною питомою поверхнею, оскільки при цьому будуть менші габарити апарата.

Таблиця 2 – Основні характеристики насадки

Типорозмір	Питома поверхня насадки	Вільний об'єм насадки	Еквівалентний діаметр насадки
	$\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$	$V_c, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d_e, \text{м}$
10x10x0,5	500	0,88	0,007
15x15x0,5	350	0,92	0,012
25x25x0,8	220	0,92	0,017
50x50x0,5	110	0,95	0,035

18. Гранична швидкість газу в абсорбері визначається за умов затопленої насадки:

$$\lg \left[\frac{W_{\text{гр}}^2 \cdot \sigma}{g \cdot V_c^3 \cdot \rho_{\text{рід}}} \cdot \mu_{\text{рід}}^{0,16} \right] = A - B \cdot \left(\frac{L}{G_{\text{г}}} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{рід}}} \right)^{0,125},$$

де $\mu_{\text{рід}}$ – коефіцієнти динамічної в'язкості води при робочій температурі, підставляється в мПа·с; $\rho_{\text{рід}} = 998 \text{ кг/м}^3$ (при заданій температурі $t_{\text{в}}$).

Коефіцієнти A та B залежать від типу насадки:

Кільця Рашига (нерегулярна насадка): $A=-0,073$, $B=1,75$;

Отже, гранична швидкість газу в абсорбері, м/с:

$$W_{\text{гр}} = \sqrt{\frac{10^{A-B \cdot \left(\frac{L}{G_{\text{г}}}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{рід}}}\right)^{0,125}}}{\frac{\sigma}{g \cdot V_c^3 \cdot \rho_{\text{рід}}} \cdot \mu_{\text{рід}}^{0,16}}}.$$

19. Робоча швидкість газу в колоні приймається на 20% менше граничної, м/с:

$$W_{\text{р}} = 0,8 \cdot W_{\text{гр}}.$$

20. Діаметр колони, м:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{г}}}{\pi \cdot W_{\text{р}}}}.$$

Приймається стандартний діаметр обичайки D зі стандартного ряду: 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0.

21. Щільність зрошення абсорбційної колони, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$:

$$U = \frac{L}{\frac{\pi \cdot D^2}{4} \rho_{\text{рід}}}.$$

22. Оптимальна густина зрошення колони, при якій у масообмінному процесі задіяна вся поверхня насадки, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$:

$$U_{\text{опт.}} = \frac{\sigma \cdot \Gamma_{\text{min}}}{\rho_{\text{рід}}},$$

де Γ_{min} – мінімальна лінійна щільність зрошення, $\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$:

$$\Gamma_{\text{min}} = 3,95 \cdot 10^{-8} \cdot \sigma_{\text{рід}}^{3,6} \cdot \mu_{\text{рід}}^{0,49},$$

де $\sigma_{\text{рід}} = 70 \text{ мН/м}$ – поверхневий натяг слабкого розчину;

$\mu_{\text{рід}} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості слабкого розчину.

Якщо $\frac{U}{U_{\text{опт.}}} < 1$, то це означає, що не вся поверхня насадки задіяна, а отже необхідно обрати інший типорозмір насадки та зробити перерахунки.

Якщо $\frac{U}{U_{\text{опт.}}} \geq 1$, то вся поверхня насадки змочена, у такому випадку коефіцієнт змочуваності насадки $\varphi=1$, при цьому співвідношення не повинно значно перевищувати 1 (у такому випадку на насадці велика товщина плівки та перевитрата поглинача).

23. Остаточна приймається робоча швидкість, м/с :

$$W_p = \frac{4 \cdot V_{\Gamma}}{\pi \cdot D^2}.$$

3. Визначення висоти колони (перший спосіб)

24. Рушійна сила процесу в абсорбері (відносна масова частка цільового компонента), $\text{кг}_A/\text{кг}_G$:

$$\Delta \bar{Y}_G = \bar{Y}_{\Pi} - \bar{Y}_{(X_K)}^*;$$

$$\Delta \bar{Y}_M = \bar{Y}_K - \bar{Y}_{(X_{\Pi})}^*.$$

Якщо $\frac{\Delta \bar{Y}_G}{\Delta \bar{Y}_M} < 2$, тоді $\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta \bar{Y}_G + \Delta \bar{Y}_M}{2}$.

Якщо $\frac{\Delta \bar{Y}_6}{\Delta \bar{Y}_M} > 2$, тоді $\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_M}{\ln\left(\frac{\Delta \bar{Y}_6}{\Delta \bar{Y}_M}\right)}$.

25. Молярна маса газової суміші G , кг/кмоль:

$$M_G = M_{\text{ц.к.}} \cdot \frac{\bar{y}_\Pi}{100} + \frac{100 - \bar{y}_\Pi}{100} \cdot M_{\text{пов.}}$$

26. В'язкість газової суміші G визначається з пропорції, Па·с:

$$\frac{M_G}{\mu_G} = \frac{M_{\text{ц.к.}} \cdot \bar{y}_\Pi}{\mu_{\text{ц.к.}} \cdot 100} + \frac{\mu_{\text{пов.}} \cdot (100 - \bar{y}_\Pi)}{100 \cdot \mu_{\text{пов.}}};$$

або

$$\frac{1}{\mu_G} = \left(\frac{M_{\text{ц.к.}} \cdot \bar{y}_\Pi}{\mu_{\text{ц.к.}} \cdot 100} + \frac{\mu_{\text{пов.}} \cdot (100 - \bar{y}_\Pi)}{100 \cdot \mu_{\text{пов.}}} \right) \cdot \frac{1}{M_G} \Rightarrow$$

$$\mu_G = \frac{M_G}{\frac{M_{\text{ц.к.}} \cdot \bar{y}_\Pi}{\mu_{\text{ц.к.}} \cdot 100} + \frac{M_{\text{пов.}} \cdot (100 - \bar{y}_\Pi)}{100 \cdot \mu_{\text{пов.}}}},$$

де $\mu_{\text{ц.к.}}$ – динамічна в'язкість цільового компонента, Па·с:

$$\text{для NH}_3: \mu_{\text{ц.к.}} = 9,986 \cdot 10^{-6};$$

$$\text{для SO}_2: \mu_{\text{ц.к.}} = 12,63 \cdot 10^{-6},$$

$$\mu_{\text{пов.}} = 1,78 \cdot 10^{-5} \text{ – динамічна в'язкість повітря, Па·с}$$

27. Коефіцієнт дифузії цільового компонента при $t=20^\circ\text{C}$:

$$D_{\text{ц.к.}} = D_{\text{ц.к.}}^0 \cdot \frac{p_0}{p_a} \cdot \left(\frac{T_0 + 20}{T_0} \right)^{3/2},$$

$$\text{для NH}_3: D_{\text{ц.к.}}^0 = 17,0 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с} [2];$$

$$\text{для SO}_2: D_{\text{ц.к.}}^0 = 10,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}[2];$$

$$p_0 = 0,1 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

28. Критерій Рейнольдса для газової фази G :

$$\text{Re}_G = \frac{4 \cdot W_p \cdot \rho_G}{\mu_G \cdot \sigma},$$

Необхідно визначити режим руху (при заданих умовах повинен бути турбулентний режим).

29. Дифузійний критерій Прандтля для газової фази G :

$$Pr_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_{ц.к.}}$$

30. Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі G , кг/(м²·с):

$$\beta'_G = 0,407 \cdot \frac{D_{ц.к.}}{d_e} \cdot Re_G^{0,655} \cdot Pr_G^{0,33},$$

тоді у необхідній розмірності:

$$\beta_G = \beta'_G \cdot \rho_G.$$

31. Товщина плівки, що стікає по поверхні насадки, м:

$$\delta_{пл.} = \left(\frac{\mu_{рід}}{g \cdot \rho_{рід}^2} \right)^{0,33}$$

32. Модифікований критерій Рейнольдса для рідини, що стікає:

$$Re_{рід} = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_{рід}}{\sigma \cdot \mu_{рід}},$$

33. Дифузійний критерій Прандтля для рідкої фази:

$$Pr_{рід} = \frac{\mu_{рід}}{\rho_{рід} \cdot D_{рід.ц.к.}},$$

де коефіцієнт молекулярної дифузії: для NH₃: $D_{рід.ц.к.} = 1,8 \cdot 10^{-9}$ м²/с;
для SO₂: $D_{рід.ц.к.} = 1,6 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

34. Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, кг/(м²·с):

$$\beta_p = A \cdot \frac{D_{рід.ц.к.}}{\delta_{пл.}} \cdot Re_{рід}^m \cdot Pr_{рід}^n \cdot \rho_{рід},$$

де $A=0,0021$; $m=0,75$; $n=0,5$.

35. Коефіцієнт масопередачі в абсорбері, кг/(м²·с):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta_r} + \frac{m}{\beta_p}}$$

де $m = \overline{Y_p^*} / \overline{X_k}$.

36. Поверхня масообміну визначається з основного рівняння масопередачі:

$$G'_{ц.к.} = K \cdot \Delta \overline{Y}_{сер} \cdot F,$$

тоді поверхня масообміну, м²:

$$F = \frac{G'_{ц.к.}}{K \cdot \Delta \overline{Y}_{сер}}.$$

37. Висота насадки в колоні, м:

$$H_1 = \frac{F}{\sigma \frac{\pi D^2}{4} \varphi},$$

де D – остаточно прийнятий діаметр колони (див. п. 19)

4. Визначення висоти колони (другий спосіб)

Висота насадки в колоні може бути визначена з наступного рівняння:

$$H = m_Y \cdot h_Y = \frac{\overline{Y}_п - \overline{Y}_к}{\Delta \overline{Y}_{сер}} \cdot \frac{G'_{ц.к.}}{K \cdot S \cdot \sigma},$$

де m_Y – зміна робочої концентрації на одиницю рушійної сили (число одиниць переносу – ЧОП):

$$m_Y = \frac{\overline{Y}_п - \overline{Y}_к}{\Delta \overline{Y}_{сер}}$$

h_Y – висота апарата, що відповідає одній одиниці переносу:

$$h_Y = \frac{G'_{ц.к.}}{K \cdot S \cdot \sigma}$$

38. Висота одиниць переносу (ВОП) для газової фази G , м:

$$h_r = \frac{a \cdot V_c}{\sigma \cdot \varphi} \cdot \text{Re}^{0,25} \cdot \text{Pr}^{2/3},$$

де $a=8,13$ – коефіцієнт, що залежить від роду насадки.

39. ВОП для рідкої фази, м:

$$h_p = 119 \cdot \delta_{пл.} \cdot Re^{0,25} \cdot Pr^{0,5}$$

40. Питома витрата поглиначча, кг/кг:

$$l = \frac{L}{G_{пов.}}$$

41. Середній ухил лінії рівноваги:

$$k = \frac{\overline{Y}_п^* - \overline{Y}_к^*}{\overline{Y}_п - \overline{Y}_к},$$

де $\overline{Y}_п^*$ та $\overline{Y}_к^*$ – значення рівноважних концентрацій ЦК у газовій фазі (G) на вході до абсорбера та при виході з нього (табл. 1).

42. Середня висота одиниць переносу, м:

$$h = h_r + \frac{k}{l} \cdot h_p.$$

43. Визначається число одиниць переносу (ЧОП), рисунок 3:

- За значеннями $\overline{X}_к, \overline{X}_п$ (див. п. 6, 1) та $\overline{Y}_п^*, \overline{Y}_к^*$ (див. таблицю 1) будується крива рівноваги;
- За значеннями $\overline{X}_к, \overline{X}_п$ та $\overline{Y}_к, \overline{Y}_п$ будується робоча лінія процесу AB ;
- Проводиться лінія MN , яка ділить навпіл відрізки Aa і Bb , що являють собою рушійну силу ($\overline{Y}-\overline{Y}^P$) на кінцях апарату. Із точки A проводиться горизонтальний промінь до перетину з лінією MN в т. C і від точки C відкладається відрізок $CD=AC$, тобто $AD=2AC$. Із точки D проводиться перпендикуляр до його перетину з робочою лінією в точці F (відрізок DF). Таким чином отримується перша сходинка, наступна будуються аналогічно попередній, починаючи з точки F , кількість яких буде відповідати ЧОП – m_y .

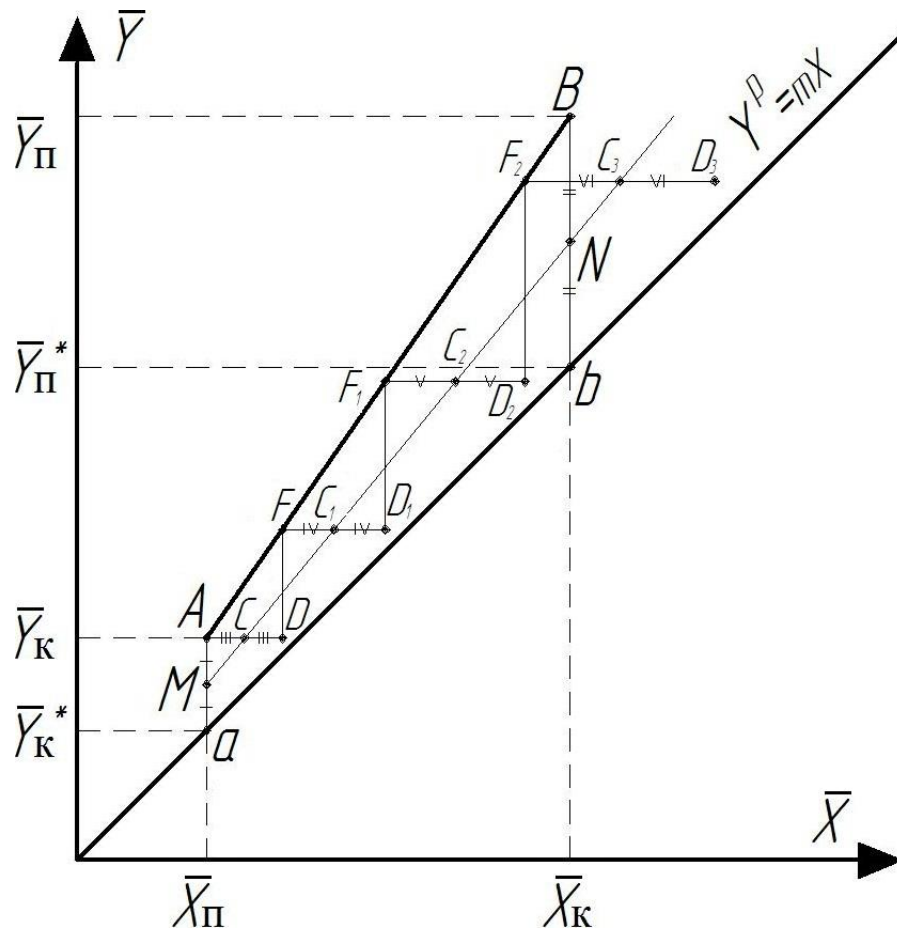


Рисунок 3 – До визначення числа одиниць переносу (ЧОП)

Слід зазначити, що у реальних розчинах на стан рівноваги впливає наявність додатково розчиненого компонента, тиску, хімічної реакції, виділення теплоти, що зміщає рівновагу. Для реальних розчинів внаслідок відхилення від закону Генрі, лінія рівноваги буде кривою.

44. Висота насадки в колоні, м:

$$H'_2 = m_Y \cdot h.$$

45. Дійсна висота насадки в колоні приймається із запасом 25%, м:

$$H_2 = 1,25 \cdot H'_2.$$

46. Вибір робочої висоти насадки абсорбційної колони, м:

$$H = \max\{H_1; H_2\}.$$

47. Приймаються відстані:

- від шару насадки до кришки абсорбера, $h_1=1,2$ м;
- від насадки до днища абсорбера $h_2=2,7$ м.

Тоді загальна висота абсорбційної колони, м:

$$H_{\text{заг}} = H + h_1 + h_2.$$

Конструктивну схему абсорбера наведено на рисунку 4.

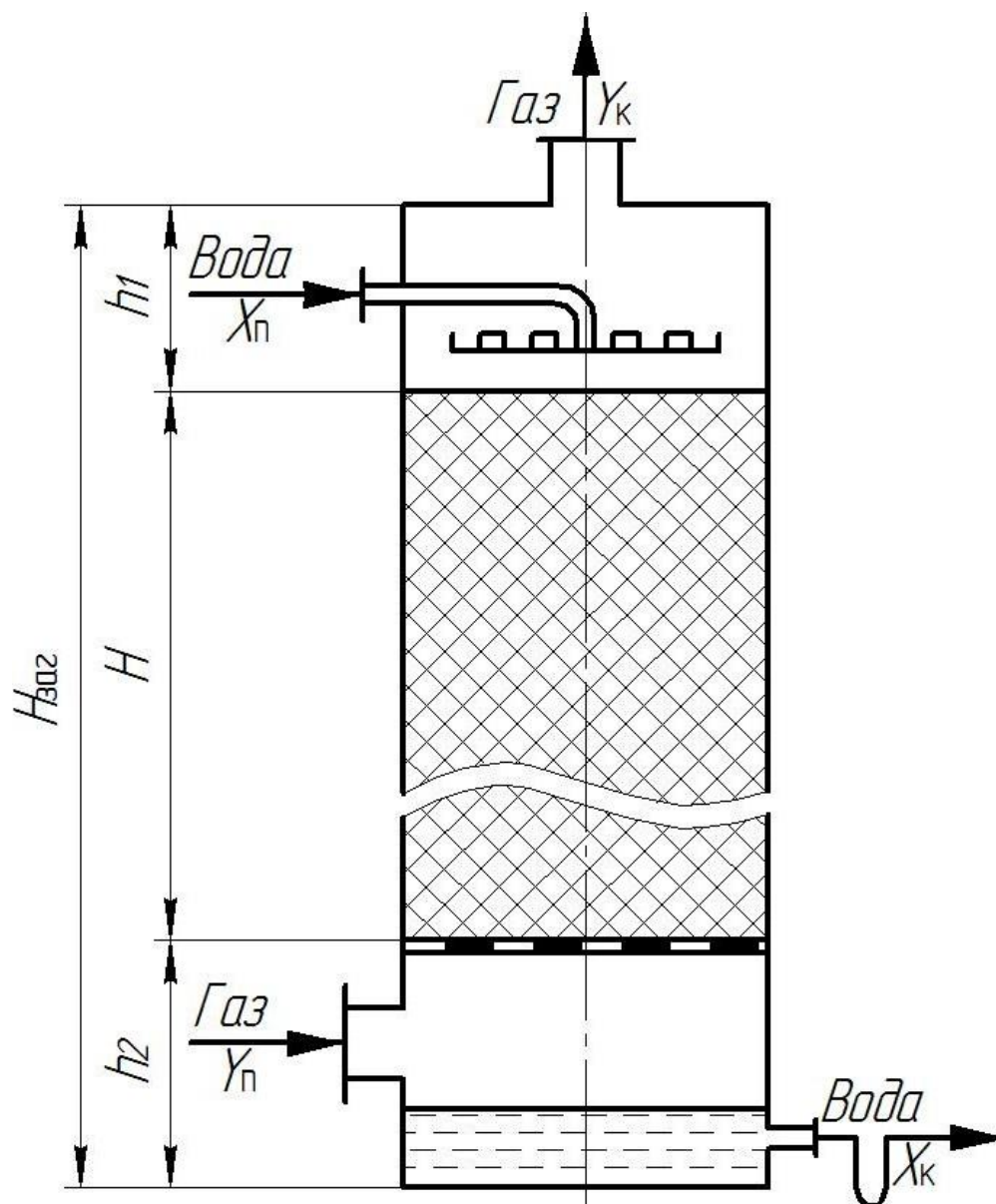


Рисунок 4 – Конструктивна схема абсорбера

5. Розрахунок гідравлічного опору насадки

48. Якщо $Re_r > 40$, то режим руху – турбулентний, тоді коефіцієнт опору сухої насадки:

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}}.$$

49. Опір сухої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{\lambda \cdot H}{d_e} \cdot \frac{W_p^2 \cdot \rho_r}{2}$$

50. Опір змоченої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{зрош.}} = 1,2 \cdot \Delta P_{\text{сух.}}$$

Унаслідок менш щільного укладання насадкових тіл біля корпусу колони рідина розтікається від центральної частини поперечного перерізу колони до периферії. Тому часто насадку в колоні розташовують секціями (царгами) заввишки чотири-п'ять діаметрів (але не більше 3–4 м у кожній секції), а між ними встановлюють перерозподільвачі рідини, які спрямовують рідину від внутрішньої стінки корпусу до його поздовжньої осі рисунок 5.

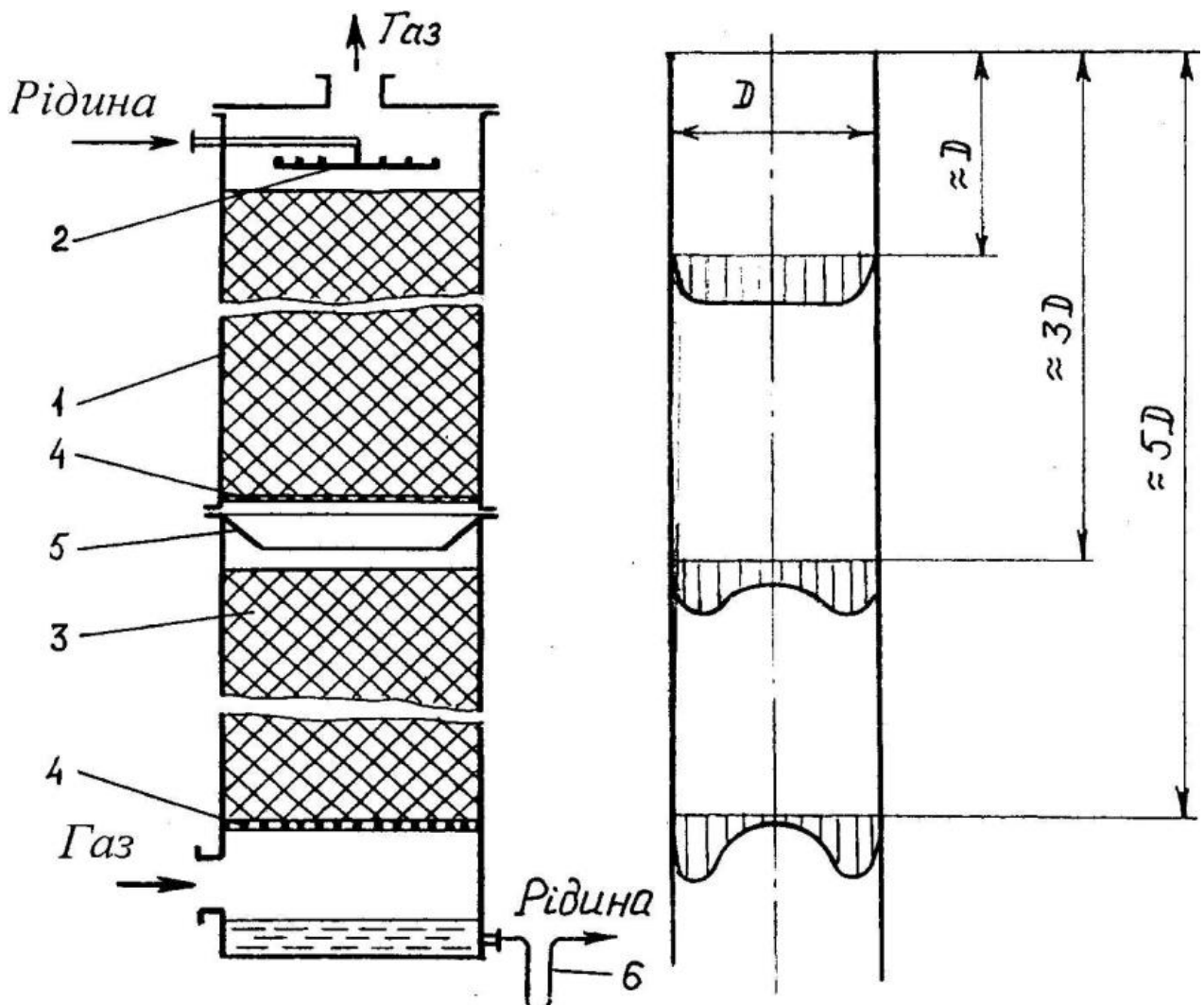


Рисунок 5 – Секційне розміщення насадки у абсорбційній колоні [1]

За результатами розрахунків необхідно зробити висновки.

Рекомендована література

1. Корнієнко Я. М. Процеси та обладнання хімічної технології Ч.2. / Корнієнко Я. М., Лукач Ю. Ю., Мікульонок І. О., Ракицький В. Л., Рябцев Г. Л. – К.: НТУУ «КПІ», 2011. – 416 с.
2. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии./ Иоффе И. Л. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
3. Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей./ Варгафтик Н. Б. – М.: Наука, 1972 – 721 с.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии./ Касаткин А. Г. – М.: Химия, 1973. – 752 с.
5. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. / Плановский А.Н., Николаев П.И. – Химия, 1987. – 490 с.
6. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л. Процеси та апарати хімічної технології Ч.1. / ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л., ГАТЛІНСЬКА А. П., ЛЕЩЕНКО В. О. та ін. – Харків, НТУ «ХПІ» – 2007. – 616 с.
7. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л. Процеси та апарати хімічної технології Ч.2. / ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л., ГАТЛІНСЬКА А. П., ЛЕЩЕНКО В. О. та ін. – Харків, НТУ «ХПІ» – 2007. – 540 с.
8. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Ч. 1, 2. / Гельперин Н. И. – М.: Химия, 1981. – 811 с.
9. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2-х частях. / Дытнерский Ю.И. – М.: Химия, 1995.
10. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Дытнерский Ю.И. – М.: Химия, 1982. – 772 с.
11. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. / Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков В. Н. – Л.: Химия, 1987, – 576 с.

- 12.Машины и аппараты химических производств / Под ред. Чернобыльского И. И. – М.: Машиностроение, 1974. – 456 с.
- 13.Корнієнко Я. М., Сачок Р.В. Процеси переносу в дисперсних системах: Навч. посіб. [Електронний ресурс]. 132 с.
- 14.Исследование гидравлического сопротивления насадочной колонны / Сост. Тананайко Ю. М. – 1981.
- 15.Исследование масопереноса при десорбции в насадочной колонне / Сост. Тананайко Ю. М. – 1981.