

ВВЕДЕННЯ

Область застосування абсорбційних процесів в промисловості досить велика: отримання готового продукту шляхом поглинання газу рідиною, поділ газових сумішей на складові їх компоненти, очищення газів від шкідливих домішок, уловлювання цінних компонентів з газових викидів.

У абсорбційних процесах (абсорбція, десорбція) беруть участь дві фази - рідка і газоподібна. Перенесення речовини відбувається з газової фази в рідку (абсорбція) або, навпаки, з рідкої фази в газоподібну (десорбція).

Розрізняють фізичну абсорбцію і хемосорбцію. При фізичній абсорбції розчинення газу в поглиначі не супроводжується хімічною реакцією. Інертний газ і поглинач є тільки носіями поглинається компонента. При хемосорбції компонент, який абсорбується, вступає в хімічну взаємодію з рідкою фазою. Як правило, фізична абсорбція не супроводжується істотним тепловим ефектом. Якщо при цьому початкові потоки газу і рідини незначно розрізняються по температурі, то таку абсорбцію можна вважати ізотермічною.

Для реалізації абсорбційних процесів найбільш часто застосовують насадочні і барботажні тарілчасті абсорбери.

В даній методичній вказівці викладена послідовність розрахунку тарельчатого абсорбера, наведено приклад розрахунку абсорбера, десорбера і допоміжного обладнання.

колони зрошують відповідно до величини флегмового числа флегмою, яка виходить в дефлегматоре 5 шляхом конденсації пара, що виходить з колони. Частина конденсату виводиться з дефлегматора у вигляді готового продукту, який охолоджується в теплообміннику 8 і направляється в ємності 11.

1.1 Проектування тарільчастих абсорбційних колон

Тарільчасті колони складають основну групу масообмінних апаратів. Вони являють собою вертикальний циліндр, по висоті якого розташовані спеціальні контактні пристрої - тарілки. У цих колонах потік газу послідовно барботують через шар рідини на тарілках, розташованих на певній відстані один від одного. Кількість конструктивних різновидів тарілок дуже велике. При виборі типу тарілки враховують такі показники: ефективність поділу, гідравлічний опір, діапазон стійкої роботи (відношення максимальної і мінімальної швидкості газу, при якій тарілка працює досить ефективно). Деякі, найбільш поширені типи тарілок представлені на рис. 1.2.

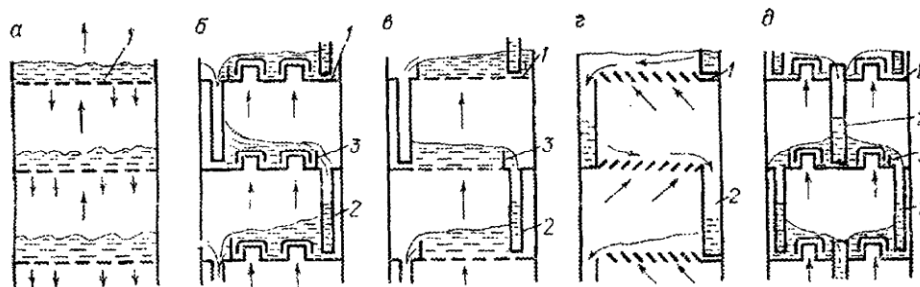


Рисунок 1.2 - Основні типи тарілок колонних апаратів: а - провальна (противотічна); б - ковпачкова; в - сітчасті; г - жалюзійні; д - багатопотокова.

1 - тарілка; 2 - переливна труба; 3 - переливної поріг

Ковпачкові, сітчасті і провальні тарілки застосовують в процесах, що протікають при надмірному і атмосферному тиску, а також при неглибокому вакуумі. Діапазон сталої роботи становить: для ковпачкових тарілок - 4,5; для сітчатих - 2; для ґратчастих - 2,2. Це означає, що при нестабільних навантаженнях по тазу найбільш придатні ковпачкові тарілки. Однак, для тарілок будь-якого типу, ефективна робота в широкому діапазоні навантажень може бути забезпечена тільки при правильно підібраному гідравлічному режимі.

1.2 Витрата речовини, яка поглинається, та поглинача

Для лінеаризації рівняння робочої лінії при абсорбції склади фаз висловлюють в відносних концентраціях розподіляється компонента, а навантаження по фазах - у витратах інертного носія. При розрахунках

концентрації висловлюють в відносних масових частках, а навантаження - в масових витратах носіїв.

Витрата компонента, що переходить з газової суміші в поглинач, знаходять з матеріального балансу

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = \bar{L}(\bar{X}_n - \bar{X}_k), \quad (1.1)$$

де $\bar{L}$, $\bar{G}$, - витрати, відповідно, чистого поглинача та інертної частини газу, кг/с; $\bar{Y}_n$, $\bar{Y}_k$ - початкова та кінцева концентрація перехідного компонента в газовому середовищі, кг, А/кг; $\bar{X}_n$, $\bar{X}_k$ - початкова та кінцева концентрація компонента в рідкому поглиначі.

При розрахунках концентрацій по фазах, для отримання обраної для розрахунку розмірності, проводиться по залежностям, наведеним в [2].

Кінцева концентрація компонента в рідкому поглиначі обумовлюють його витрату, який, в свою чергу, впливає на розміри абсорбера і частина енергетичних витрат, пов'язаних з перекачуванням рідини і її регенерацією. Тому його вибирають виходячи з оптимального витрати поглинача. На практиці витрата поглинача приймаються в 1,3÷1,5 рази більше мінімального L_{min} . В цьому випадку кінцеву концентрацію визначають з рівняння матеріального балансу, використовуючи дані про рівновагу.

$$M = \bar{L}_{min}(\bar{X}_n^* - \bar{X}_k) = \phi \bar{L}_{min}(\bar{X}_n - \bar{X}_k). \quad (1.2)$$

Звідси,

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{X}_n^* - \bar{X}_n}{\phi} + \bar{X}_n, \quad (1.3)$$

де $\bar{X}_k$ - концентрація компонента в рідині, яка виходить з колони, рівноважна з концентрацією його у газі $\bar{Y}_n$, вхідним в колону. $\phi = 1,3 \div 1,5$ - коефіцієнт надлишку поглинача.

Витрата інертної частини газу:

$$\bar{G} = \bar{G}_2(1 - \bar{y}_n) = \bar{G}_2 / (1 + \bar{Y}_n) \quad (1.4)$$

або

$$\bar{G} = V_2 \rho (1 - y_n), \quad (1.5)$$

де $\bar{G}_2$, V_2 - масова або об'ємна продуктивність абсорберу по газу; ρ - щільність інертної частки газу.

Витрата поглиначача:

$$\bar{L} = \frac{M}{\bar{X}_K - \bar{X}_H} . \quad (1.6)$$

Питома витрата поглиначача, кг/кг:

$$l = \bar{L} / \bar{G} . \quad (1.7)$$

1.3 Рушійна сила масопередачі

У абсорбційних апаратах з ковпачковими або сітчатими тарілками рух газу і рідини здійснюється перехресним струмом, тобто вони рухаються по взаємно перпендикулярним напрямкам (рис. 1.3).

При цьому рідина рухається змішується потоком (повністю перемішується в напрямку, перпендикулярним до її руху), а газ - роздільним потоком, тобто без перемішування [1]. В даному випадку рушійну силу визначають за формулою:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = - \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\ln(1-a)} , \quad (1.8)$$

де

$$a = \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*} \ln \frac{Y_1 - \bar{Y}_2^*}{Y_1 - \bar{Y}_1^*} .$$

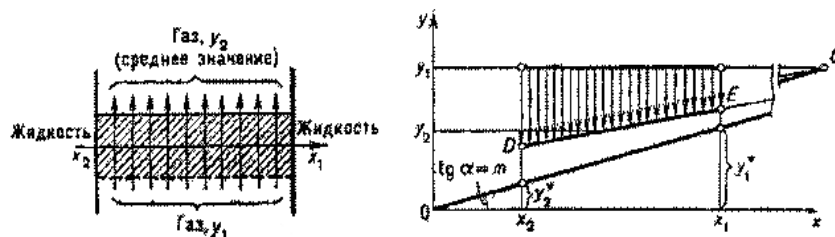


Рисунок 1.3 - Схема абсорбції з перехресним струмом:

OC - лінія рівноваги; DE - робоча лінія

У абсорбційних апаратах з провальними тарілками можна прийняти поршневий рух газу і повне перемішування рідини на тарілці. В цьому випадку рушійну силу можна визначити як для противотічного апарату з безперервним контактом фаз і розрахувати її за рівнянням:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_k}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_n}{\Delta \bar{Y}_k}}, \quad (1.9)$$

де $\Delta \bar{Y}_n$ та $\Delta \bar{Y}_k$ - кінцеві рушійні сили; $\Delta \bar{Y}_n = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^*$ - на вході в абсорбер; $\Delta \bar{Y}_k = \bar{Y}_k - \bar{Y}_k^*$ - на виході із абсорберу; $\bar{Y}_n^*$ та $\bar{Y}_k^*$ - концентрації компоненту, що поглинається, в газі. Рівноважні з концентрацією в рідкій фазі, відповідно на виході та на вході в абсорбер.

Якщо $\Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_k$ знаходиться в межах $0,5 \leq \Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_k \leq 2$, середня рушійна сила розраховується за формулою:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = (\Delta \bar{Y}_n + \Delta \bar{Y}_k) / 2. \quad (1.10)$$

Формули (1.7, 1.9 та 1.10) придатні, коли лінія рівноваги пряма.

Лінія рівноваги звичайно будується по експериментальним даним. Однак для ідеальних розчинів при технічних розрахунках також застосовується закон Генрі:

$$y^* = \frac{K}{P} x. \quad (1.11)$$

Підставляючи в рівняння значення y и x , виражені через відносні масові концентрації $\bar{Y}$ та $\bar{X}$, отримуємо:

$$\frac{\bar{Y}^*}{\frac{M_k}{M_g} + \bar{Y}^*} = \frac{K}{P} \frac{\bar{X}}{\frac{M_k}{M_{ж}} + \bar{X}}, \quad (1.12)$$

де K – коефіцієнт Генрі [2]; M_k , M_g , $M_{ж}$ - молярна маса, компонента, яка поглинається, інертного газу та рідкого поглинача відповідно; P – загальний тиск суміші газів в абсорбері.

1.4 Розрахунок швидкості газу та діаметру абсорберу

Швидкість газу вибирають з таким розрахунком, щоб вона відповідала сійкій роботі при коливаннях навантаження; це, як правило, досягається роботою тарілки в області рівномірного режиму. Максимальне і мінімальне значення швидкості, відповідні рівномірному режиму, залежать від типу тарілок, їх геометрії.

При проектуванні абсорберів з тарілками провального типу (дірчасті, ґратчасті, клапанні) спочатку вибирають живий перетин (відносне вільне перетин тарілки F_c). Зазвичай прийняті значення F_c складають 0,07÷0,2 для колон діаметром 400÷1000 мм і 0,15÷0,2 для колон діаметром 1000÷3000 мм. Максимальна швидкість газу, відповідна верхній межі стійкої роботи, розраховується за рівнянням:

$$w_{max} = 0,416 (1 - \tau) F_c \sqrt{\rho_{жс} / \rho_z}, \quad (1.13)$$

де τ – доля перерізу отворів, зайнята рідиною, яка стікає $\rho_{жс}$ та ρ_z – щільність рідкої та газової фаз.

Величина τ визначається співвідношенням:

$$\tau = \frac{\left[(\bar{L} / \bar{G})^2 (\rho_z / (\rho_{жс} \zeta \alpha^2)) \right]^{1/3}}{1 + \left[(\bar{L} / \bar{G})^2 (\rho_z / (\rho_{жс} \zeta \alpha^2)) \right]^{1/3}}, \quad (1.14)$$

де $\zeta = 1,8 \div 1,9$ – коефіцієнт опору сухої дірчастої тарілки; $\zeta = 1,4 \div 1,5$ для решітчастої тарілки; $\alpha = 0,62$ – коефіцієнт витрати при витіканні рідини з отвору; $\bar{L}$, $\bar{G}$ – витрата рідини та газу, кг/с.

Робоча швидкість газу $w_p = (0,85 \div 0,9) w_{max}$. Розрахунковий діаметр колони визначається по робочій швидкості та об'ємній витраті газу V із рівняння (1,15).

$$D_p = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}}. \quad (1.15)$$

За розрахункової величини D_p і нормальному ряду діаметрів колон вибирається найближче значення D , яке використовується в подальших розрахунках. У хімічній промисловості прийнятий наступний нормальний ряд діаметрів колон (в м): 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 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.

Дійсна робоча швидкість газу в колоні буде визначатися за рівнянням (1.16).

$$w = w_p (D_p / D)^2. \quad (1.16)$$

За каталогом [3] для колони діаметром D вибирають тарілку з відповідними конструктивними розмірами (діаметр отворів d або ширина

щілини b , крок отворів t). Значення d , b , t , вибирають так, щоб вони відповідали раніше прийнятому значенням F_c .

При проектуванні абсорберів з тарілками перехресного типу (ковпачкові, сітчаті, клапанні) максимальна швидкість газу визначається з рівняння:

$$w_{\max} = \left[0,1 k_1 k_2 \sqrt{H} - k_3 (q - 35) \right] \sqrt{\rho_{\text{жс}} / \rho_z}, \quad (1.17)$$

де H – відстань між тарілками, м; $q = V_{\text{жс}} / L_c$ – лінійна щільність зрошення, м²/год; $V_{\text{жс}}$ – об’ємна витрата рідини, м³/год; L_c – периметр зливу (ширина переливної перегородки), м.

Коефіцієнт k_1 в залежності від типу тарілки має наступні значення:

Тарілка	k_1
Ковпачкова (з круглими ковпачками)	1,0
Сітчаста	1,2
Клапанна	1,15

Коефіцієнт $k_2 = 1$ при атмосферному та підвищеному тиску $k_2 = 0,75$ при вакуумі. Коефіцієнт $k_3 = 0,00034$.

Якщо $q \leq 10$ м²/ч або $q \geq 65$ м²/ч у формулу підставляють значення q , рівні відповідно 10 та 65.

Відстань між тарілками зазвичай приймаються в межах 0,2÷0,6 м, причому рекомендують наступні значення H в залежності від діаметра апарата D (табл.1.1).

Таблиця 1.1 – Відстань між тарілками

D , м	< 0,8	0,8÷1,5	1,6÷2	2 ÷ 2,4	> 2,4
H , м	0,2÷0,3 5	0,35÷0,4 4	0,4÷0,5 5	0,5÷0,6 6	≥ 0,6

Значення лінійної щільності зрошення при стійкому режимі роботи знаходиться в межах 20÷60 м²/год.

Розрахунок за рівнянням (1.17) проводимо методом послідовних наближень. Задаємося спочатку $H = 0,4$ м; $q = 35$ м²/год і розраховуємо $w_{\max}$, w_p , D_p , та вибираємо по нормальному ряду D і H з табл. 1.1.

За каталогом [3] для колони діаметром D вибираємо тарілку і знаходимо периметр зливу L_c і розраховуємо q . Використовуючи нові значення H і q розрахунок за рівнянням (1.17), повторюємо до тих пір, поки і H не відповідатимуть даним табл. 1.1. В остаточно обраній колоні визначають дійсну робочу швидкість газу за рівнянням (1.16).

1.5 Визначення відносно вільного перетину та перевірка області стійкої роботи тарілки

Область стійкої роботи тарілки визначається величиною $n = w_{\max} / w_{\min}$. Для провальних тарілок мінімально допустима швидкість визначається з рівняння:

$$w_{\min} = 0,185(1 - \tau) F_c \sqrt{\rho_{жс} / \rho_z}. \quad (1.18)$$

Порівнюючи рівняння (1.15) і (1.18) знаходимо, що для провальних тарілок $n = 0,416 / 0,185 = 1,9$.

При виборі сітчастої тарілки необхідно додатково визначити її відносний вільний перетин F_c . Величина F_c визначається з урахуванням мінімальної швидкості газу в отворах тарілки $(w_0)_{\min}$, коли припиняється провал рідини і встановлюється рівномірний режим. Ця швидкість є нижньою межею роботи сітчастої тарілки. Для розрахунку використовується напівтеоретичне рівняння:

$$(w_0)_{\min} = \left(1 - \frac{U}{\alpha \sqrt{2gh_0}} \right) \sqrt{\frac{2(g\rho_{жс}h_0 - \Delta P_z)}{(2\zeta + 1)\rho_z}}, \quad (1.19)$$

де U – щільність зрошення, м/с; $\alpha = 0,62$ – коефіцієнт витрати; ζ – коефіцієнт опору сухої тарілки (див. табл. 1.2.).

Таблиця 1.2 – Коефіцієнт опору різних тарілок

Тип тарілки	ζ
Ковпачкові тарілки	4,5÷5,0
Сітчасті тарілки:	
з вільним перетином тарілки 7÷10	1,82
%	1,45
з вільним перетином тарілки 11÷25	
%	
Гратчасті провальні тарілки	1,4÷1,5
Дирчасті провальні тарілки	1,8÷1,9

Величина ΔP_z – опір, обумовлений силами поверхневого натягу, що виникають при виході газу з отвору в шар рідини, розраховується з рівняння:

$$\Delta P_z = 4\sigma / d_0 , \quad (1.20)$$

де σ – поверхневий натяг, Н/м; d_0 - діаметр отворів в тарільці, м.

У розрахунках можна приймати будь-яке з цих значень. Висота шару рідини на тарільці в відсутності провалу (див. рис.1.4.):

$$h_o = h_{пер} + h_c , \quad (1.21)$$

де $h_{пер} = 30 \div 40$ мм – висота переливної перегородки; h_c – висота водозливу або рівень світлої рідини над порогом $h_c = 0,667 q^{2/3}$, де q виражається в м²/с.

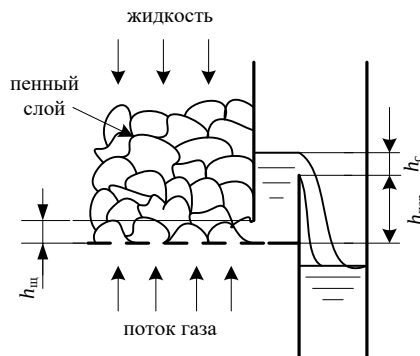


Рисунок 1.4 – схема руху рідини на сітчастій тарільці

Частка вільного перетину тарілки складає:

$$F_c = \frac{w_{\max}}{n(w_0)_{\min}} , \quad (1.22)$$

де величина $n = w_{\max} / w_{\min} = 2$ задає область стійкої роботи тарілки.

Крок між отворами при розбивці їх по вершинам правильних трикутників знаходиться з рівняння:

$$F_c = 0,905 \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 . \quad (1.23)$$

Для ковпачкових тарілок частка вільного перетину представляє собою відносну площу патрубків для проходження газів F_n , величина якої зафіксована для даного діаметру тарілки. Рекомендовано для даного типу тарілок перевіряти область стійкої роботи, визначаючи мінімально допустиму швидкість газу. Для визначення $w_{\min}$ можна користуватися рівнянням:

$$w_{\min} = c_{\min} \sqrt{\rho_{\text{жс}} / \rho_{\text{г}}} . \quad (1.24)$$

Тут $c_{\min}$ - коефіцієнт, який для ковпачкових тарілок з круглими ковпачками рівний:

$$c_{\min} = 2 F_n \sqrt{\frac{\Delta h}{\zeta \rho_{\text{жс}}}} , \quad (1.25)$$

де Δh - гідравлічний градієнт, м;

На тарілках з перехресним струмом внаслідок гідравлічного опору при горизонтальному перебігу рідини в сторону переливного порогу рівень рідини на стороні входу підвищується на величину Δh (див. рис. 1.5), яка називається гідравлічним градієнтом.

Для визначення гідравлічного градієнта знаходимо робочу площу тарілки, F_T :

$$F_T = F_{\kappa} - S_{\text{пер}} , \quad (1.26)$$

де F_{κ} , $S_{\text{пер}}$ - площа вільного перетину колони та площа перетину переливу визначається по каталогу [3].

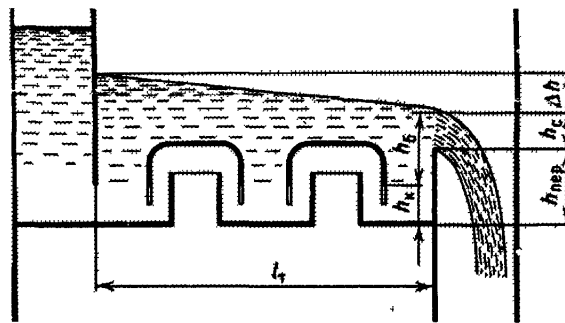


Рисунок 1.5 – схема руху рідини на ковпачковій тарілці

Довжина шляху рідини на тарілці приймається рівній відстані між сегментами надходження і переливу рідини.

$$l_m = D - 2b . \quad (1.27)$$

Тут стрілка переливного сегменту b визначається з рівняння:

$$b = \frac{D}{2} \left[1 - \sqrt{1 - \left(\frac{L_c}{D} \right)^2} \right] . \quad (1.28)$$

Середня ширина тарілки:

$$b_{cp} = F_T / l_m . \quad (1.29)$$

Середня лінійна щільність зрошення:

$$q_{cp} = \frac{\bar{L}}{\rho_{жс} b_{cp}} . \quad (1.30)$$

Для визначення Δh можна користуватися рівнянням:

$$\Delta h = \zeta \frac{l_m}{d_{екв}} \cdot \frac{w_{усл}^2}{2q} , \quad (1.31)$$

де $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр потоку вспіненої рідини; $w_{умов}$ – умовна швидкість піни на тарілці, причому $d_{екв}$ та $w_{умов}$ визначається за рівнянням:

$$d_{екв} = \frac{4b_{cp} h_n}{b_{cp} + 2h_n} ; \quad (1.32)$$

$$w_{усл} = \frac{3q_{cp}}{h_{пер} + h_c} . \quad (1.33)$$

Величини $h_{п}$, h_c та $h_{пер}$ визначають за формулами: $h_n = 2(h_{пер} + h_c)$,
 $h_c = 0,667q^{\frac{2}{3}}$, $h_{пер} = 30 \div 40$ мм.

Коефіцієнт опору для ковпочкавих тарілок при горизонтальному русі рідини:

$$\zeta = 3 \cdot 10^5 \left(\frac{h_k}{h_{\delta}} \right)^{\frac{2}{3}} (Re'_{жс})^{-1,18} , \quad (1.34)$$

де h_k – висота верхнього обрізу прорізу над площиною тарілки $h_k = k + h$ значення k и h приведені в каталозі; h_{δ} - висота шару рідини над верхнім краєм прорізу, причому (див. ри. 1.5); $h_{\delta} = h_{пер} + h_c - h_k$; критерій Рейнольдса

$$Re'_{жс} = \frac{w_{усл} d_{екв} \rho_{жс}}{\mu_{жс}} .$$

Після надходження w_{min} визначається $n = w_{max} / w_{min}$. При $n \geq 2$ тарілка буде тарілка буде працювати стійко при дворазовому зміні навантаженнями-ки колони по газу.

1.6 Розрахунок висоти світлого шару рідини та висоті шару піни

При проходженні газу у вигляді бульбашок через шар рідини на тарілці формується барботажний або пінний шар. Структура шару визначає його гідродинамічний опір, яке залежить від кількості рідини, що знаходиться на тарілці, поверхні контакту фаз, розмірів бульбашок, газовмісту і висоти шару.

Кількість рідини на тарілці визначається висотою світлої рідини h_o , еквівалентній висоті шару піни h_n , і представляє собою запас рідини (в м^3), що припадає на 1 м^2 площі тарілки.

Для *провальних тарілок* висота піни (газо-рідинного шару) розраховується за рівнянням:

$$Fr_{on} \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} C = 0,00325 \quad (\text{при } B < 2,95); \quad (1.35)$$

$$Fr_{on} \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} C = 0,0011 \quad (\text{при } B = 2,95 \div 10); \quad (1.36)$$

$$Fr_{on} \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} C = 0,011 \quad (\text{при } B > 10). \quad (1.37)$$

Тут критерій Фруда $Fr_{on} = w_0^2 / (g h_n)$, розраховується в отворах w_o . Величина B визначається з рівнянь:

$$B = \frac{Y}{\exp(-4X)}; \quad (1.38)$$

$$Y = \frac{w^2}{g d_{экв} F_c^2} \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \mu_{жс}^{0,16}, \quad (1.39)$$

де $\mu_{жс}$ виражена в $\text{мПа}\cdot\text{с}$.

$$X = \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{0,125}. \quad (1.40)$$

Безрозмірна величина C дорівнює:

$$C = \left(\frac{U^6 \mu_{жс}^2 \rho_{жс}}{g \sigma^3} \right)^{0,067}, \quad (1.41)$$

де $U = \frac{Q}{S} = \frac{L}{\rho_{ж} S} = \frac{4L}{\rho_{ж} \pi D^2}$ - щільність зрошення (м/с), рівна відношенню об'ємної витрати до площі поперечного перерізу абсорбера; σ - поверхневий натяг, Н/м; $\mu_{ж}$ - в'язкість рідини, Па·с.

Розрахувавши попередньо Y, X, B , та C по одному з рівнянь (1.35), (1.36), (1.37) визначається Fr_{on} . Висота піни визначається рівнянням:

$$h_n = \frac{w_0^2}{g Fr_{on}} = \frac{w^2}{F_c^2 g Fr_{on}}. \quad (1.42)$$

Відносна щільність піни складає:

$$k = \frac{\rho_n}{\rho_{ж}} = \frac{0,21}{\sqrt{F_c}} Fr_{on}^{-0,2}. \quad (1.43)$$

Газовміст барботажного шару:

$$\varepsilon = 1 - k. \quad (1.44).$$

Висота світлого шару рідини:

$$h_0 = k h_n. \quad (1.45).$$

Для *сітчастих тарілок* висота світлої рідини:

$$h_0 = 0,14 q^{0,21} h_{пер}^{0,56} w^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_{ж})] \left(\frac{\sigma_{ж}}{\sigma_s} \right)^{0,09}, \quad (1.46)$$

де q - лінійна щільність зрошення, м²/ч; $\mu_{ж}$ - в'язкість рідини мПа·с;

h_0 та $h_{ж}$ - висоти піни та світлого шару рідини, м; $h_{пер}$ - висота переливної перегородки, м ($h_{пер} = 30 \div 40$ мм, $m = 0,05 - 4,6 h_{пер}$).

Для *ковпачкових тарілок* висоту світлого шару рідини надходять з рівняння

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 h_{пер} - 0,0135 w \sqrt{\rho_s} + 2,46 q, \quad (1.47)$$

де q виражається в м²/с; $h_{пер}$ - в м.

Для *сітчастих та ковпачкових тарілок* газовміст визначається по єдиному рівнянню:

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}}, \quad (1.48)$$

Де критерій Фруда $Fr = \frac{w^2}{gh_0}$, а висота піни $h_n = \frac{h_0}{1 - \varepsilon}$.

1.7 Відстань між тарілками. Бризговинес

З урахуванням явища бризговинесу, коли краплі рідини газом несуться на вище розташовану тарілку, відстань між тарілками можна розглядати як суму висот барботажного шару (піни) і простору сепарації.

$$H = h_n + H_0. \quad (1.49).$$

При достатній висоті сепараційного простору $H_0 = H - h_0$ бризговинес не перевищує 0,1 кг рідини на 1 кг газу ($e \leq 0,1$ кг/кг газу).

Для сітчастих тарілок можна користуватися рівнянням:

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} (73/\sigma) (w/H_0)^{3,2}, \quad (1.50)$$

де σ - поверхневий натяг, мН/м.

Для ковпачкових тарілок виніс рідини визначається з рівняння:

$$E h_c^{2,59} \mu_{жс} \sigma^{0,4} = f \left(w \sqrt{\rho_c / \rho_{жс}} \right), \quad (1.51)$$

де E – маса рідини, що виноситься з 1 м² вільної площі перерізу колони (за вирахуванням переливного пристрою), кг/(м²·ч); $\mu_{жс}$ - в'язкість рідини, мПа·с.

Величина E зв'язана з відносним виносом e залежністю

$$E = \frac{eG}{F_{св} - F_{сл}}, \quad (1.52)$$

де $F_{св}$ – вільний перетин колони, м²; $F_{сл}$ – площа зливу, м², G – витрата газу, кг/ч.

Величини $F_{св}$ та $F_{сл}$ беруться з технічної характеристики барботажої тарілки. Значення $f \left(w \sqrt{\rho_c / \rho_{жс}} \right)$ приведені на рис. 1.6.

Якщо виніс рідини за рівнянням (1.50) та (1.51) не перевищує 0,1 кг/кг газу, то прийнята відстань між тарілками достатня.

Для провальних тарілок бризговиніс визначається за рівнянням:

$$e = 7,9 \cdot 10^{-6} \left(\frac{w}{H_0} \right)^{2,56} \left(\frac{\rho_{жс}}{\sigma} \right)^{1,1}. \quad (1.53)$$

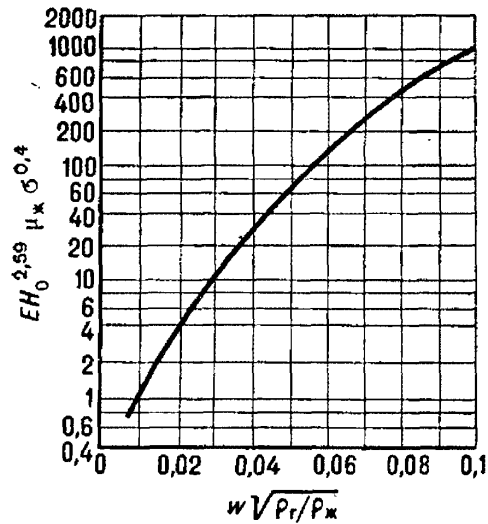


Рисунок 1.6 – К визначенню виносу рідини за рівнянням (1.51)

Задавши $e = 0,1$ кг/кг газу за рівнянням (1.50 – 1.53) розраховують висоту H_o , потім з рівняння (1.49) H , котрі корегують з урахуванням нормалізованого ряду відстаней між тарілками.

1.8 Коефіцієнт масопередачі. Число тарілок

Зазвичай розрахунки тарільчастих абсорберів приводять по модифікаційному рівнянню масопередачі, в якому коефіцієнти масопередачі для рідкої K_{xf} та газової K_{yf} фаз відносяться до одиниці робочої площі тарілки:

$$M = K_{xf} F \Delta \bar{X}_{cp} = K_{yf} F \Delta \bar{Y}_{cp}, \quad (1.54)$$

де F - сумарна робоча площа тарілок в абсорбері, м².

Необхідне число тарілок n визначають діленням сумарної площі тарілок n а робочу площу однієї тарілки:

$$n = F / F_T. \quad (1.55)$$

Коефіцієнт масопередачі визначають за рівнянням адитивності фазових дифузійних опорів:

$$K_{xf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{xf}} + \frac{1}{m\beta_{yf}}}; K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (1.56)$$

де β_{yf} , β_{xf} – коефіцієнт масовіддачі, відносні до одиниці робочої площі тарілки, відповідно, для газової та рідкої фаз кг/(м²·с).

Для масовіддачі в газовій фазі тарільчастих абсорберів використовують як рівняння для визначення β_y (віднесеного до одиниці поверхні контакту фаз), так само рівняння для визначення β_{yf} (віднесеного до одиниці площі тарілки).

Для сітчастих та провальних тарілок коефіцієнт масовіддачі β_y визначають з критеріального рівняння:

$$Nu'_y = A Re_y^m (Pr'_y)^n, \quad (1.57)$$

де Nu'_y – критерій Нуссельта $Nu'_y = \frac{\beta_y d_n}{D_y}$; Re_y – критерій Рейнольдса;

Pr'_y – критерій Прандтля $Pr'_y = \mu_y / \rho_y D_y$; $A=0,017$; $m=0,85$; $n=0,5$.

В рівнянні (1.57) визначаючим розміром в критеріях Nu'_y та Re_y є діаметр бульбашки d_n . Швидкість газу в критерії Re_y розраховують з урахуванням газовмісту суміші $Re_y = w d_n / \varepsilon v_y$.

Розраховують коефіцієнт дифузії в газі D_y , м²/с:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{3/2}}{P \left(v_k^{1/3} + v_z^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_k} + \frac{1}{M_z}} \quad (1.58)$$

де T – температура, К; P – загальний тиск, МПа; M_k та M_z - мольні маси компоненту, який поглинається, та інертного газу; v_k та v_z - мольні об'єми компоненту та інертного газу, см³/моль, які визначаються як сума атомних об'ємів елементів, входних у склад компоненту та газу.

Атомні об'єми декотрих елементів та мольні об'єми декотрих газів наведені в таблиці 6.3 [2].

Для масовіддачів рідкій фазі при визначенні β_x використовується критеріальне рівняння:

$$Nu'_x = A Re_x^m (Pr'_x)^n, \quad (1.59)$$

де $Nu'_x = \frac{\beta_x d_n}{D_x}$; $Re_x = \frac{U d_n}{(1 - \varepsilon) v_x}$; $Pr'_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}$; $A=0,7$; $m=0,66$; $n=0,5$.

Коефіцієнт дифузії D_x в розбавлених розчинах розраховується за рівнянням:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{1/2} T}{\mu \nu^{0,6}} \quad (1.60)$$

де M – мольна маса рідини; ν – мольний об'єм компоненту, який дифундує; T – температура, К; μ – коефіцієнт в'язкості розчинника, мПа·с; β – параметр, який враховує асоціацію молекул (для вода $\beta = 2,6$).

Середній діаметр бульбашки визначається за рівнянням

$$d_n = \frac{6\varepsilon}{a}, \quad (1.61)$$

де a питома поверхня контакту фаз.

Для тарілок с переливом (сітчасті, клапані, ковпачкові) величину a визначають:

$$a = 0,64 Fr^{0,2} We^{-0,6} \varepsilon^{0,3} \frac{\mu_{жс}}{\mu_{\varepsilon}} h_0^{-1}. \quad (1.62)$$

Для провальних тарілок (дирчасті, градчасті, трубчато-градчасті) величину a визначають за рівнянням:

$$a = C Re_{ycl}^{-0,25} Fr^{0,2} We^{-0,6} f h_0^{-1}. \quad (1.63)$$

де для води та електролітів $C = 5$, для органічних рідин $C = 64 \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_{\varepsilon}} \right)^{-0,43}$

; множник $f = 1$ при $h_0 > 0,02$ м та $f = h_0 / 0,02$ при $h_0 < 0,02$ м; $Re_{ycl} = \frac{w h_0}{\nu_{жс}}$;

$$Fr = \frac{w^2}{g h_0}; We = \frac{\sigma}{g \rho_{жс} h_0^2}.$$

Питома поверхня контакту на одиницю площі тарілки складає:

$$a_f = a h_n, \quad (1.64)$$

Коефіцієнти масовіддачі, відносний до одиниці площі тарілки:

$$\begin{aligned} \beta_{yf} &= \beta_y a_f, \\ \beta_{xf} &= \beta_x a_f \end{aligned} \quad (1.65)$$

Розрахунок числа тарілок можна здійснити графічно, використовуючи методо-кінетичну криву. Для використання даного методу необхідно знати

ефективність тарілки E_y , величина якої при схемі повного змішування рідини та русі газу в режимі ідеального витіснення визначається за рівнянням:

$$E_y = 1 - e^{-n_{0y}}, \quad (1.66)$$

Загальне число одиниць переносу, що приходить на одну тарілку:

$$n_{0y} = \frac{1}{n_{yf}} + \frac{m}{l} \frac{1}{n_{xf}}. \quad (1.67)$$

Число одиниць переносу на тарілку n_{yf} для газової фази:

$$n_{yf} = 1770 h_n^{1,2} (Pe'_y)^{-0,5}, \quad (1.68)$$

де Pe'_y - критерій Пекле $Pe'_y = \frac{w h_n}{D_y}$.

Число одиниць переносу на тарілку n_{xf} для рідкої фази:

$$n_{xf} = 126000 h_n^{1,9} (Pe'_x)^{-0,5}. \quad (1.69)$$

де Pe'_x – критерій Пекле $Pe'_x = \frac{U h_n}{D_x}$.

1.9 Гидравлічний опір тарілок

Зазвичай приймають, що повний опір тарілки ΔP рівний сумі опору сухої тарілки ΔP_1 , опору, обумовленого силами поверхневого натяг ΔP_2 та опір газорідинного шару на тарілці ΔP_3 :

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3. \quad (1.70)$$

Опір сухої тарілки будь-якого типу

$$\Delta P = \zeta \frac{w_0^2 \rho_y}{2}, \quad (1.71)$$

де w_0 – швидкість газу в прорізах ковпачка, при котрій прорізі повністю відкривається (що відповідає ефективній роботі цих тарілок), Розраховують за рівнянням:

$$w_0 = 0,6 \sqrt{\frac{2 g \rho_{ж} h}{\rho_z}}, \quad (1.72)$$

де h - висота прорізу ковпачка, м.

Для сітчастих, дирчастих, градчастих швидкість w_0 знаходиться за формулою:

$$w_0 = \frac{w}{F_c} \quad (1.73)$$

Опір, визваний силами поверхневого натягу, Н/м; $d_{екв}$ - еквівалентний діаметр отвору, м. Для ковпачкових тарілок $d_{екв} = \frac{4f}{\Pi}$ (f - площа вільного перетину прорізу, Π – периметр прорізу), для сітчастих та дирчастих провальних тарілок $d_{екв} = d_{отв}$, для градчастих провальних тарілок – подвоєній ширині щілини.

Опір газорідинного шару приймається рівним статичному тиску шару:

$$\Delta P_3 = g \rho_{ж} h_0. \quad (1.75)$$

Як показує досвід, бажано аби опір ковпачкових тарілок було не вище 700÷1000 Па, сітчастих не вище 300÷400 Па [1]. При більших значеннях ΔP необхідно зменшити швидкість газу або висоту переливної перегородки.

В тарілках з переливами (ковпачкова, сітчаста) може відбуватися переповнення перетічного пристрою, що призводить до порушення нормального перетоку рідини з тарілки на тарілку та захльобуванню тарілки. Щоб уникнути захльобування повинна дотримуватися умова $H + h_{пер} > H_{пер}$ (див. рис. 1.7), де $H_{пер}$ - висота верхнього рівня в переливному пристрої. Висота світлої рідини $H_{св}$, відповідаюча висоті, визначається з рівняння рівноваги:

$$H_{св} g \rho_{ж} = \Delta P + (h_0 + \Delta h) g \rho_{ж} + \Delta P_{пер} \quad (1.76)$$

де ΔP - загальний опір тарілки; $\Delta P_{пер}$ - втрата тиску рідини при її протіканні через переливний пристрій, рівна:

$$\Delta P_{пер} = \zeta \frac{\rho_{ж} w_{пер}^2}{2}, \quad (1.77)$$

де $w_{пер}$ - швидкість рідини в перерізі між нижнім зрізом переливного пристрою та тарілкою; $\zeta = 3,25$ - коефіцієнт опору.

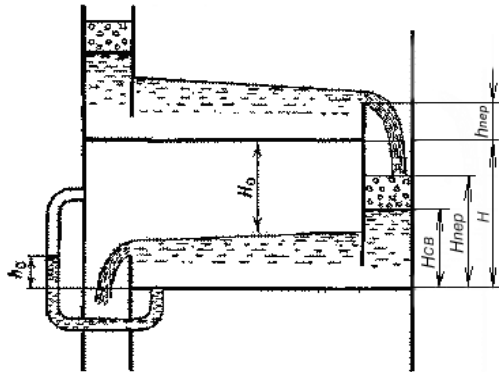


Рисунок 1.7 – До умови відсутності захльбування на тарілках з переливом

Відстань від нижнього кінця переливної перегородки до тарілки Z , приймають рівною $15 \div 20$ мм; тоді відповідна швидкість рідини:

$$w_{пер} = \frac{\bar{L}}{\rho_{жс} L_c Z} = \frac{\bar{L}}{\rho_{жс} \cdot S_{пер}}. \quad (1.78)$$

Нехтуючи гідравлічним градієнтом, висоту світлої рідини в переливному пристрої знаходять за формулою:

$$H_{св} = \frac{\Delta P + \Delta P_{пер}}{g \rho_{жс}} + h_0. \quad (1.79)$$

З урахуванням наявності піни над рівнем світлої рідини в переливному пристрої не слід приймати $H \geq 2H_{св}$. Мінімальне значення відстані між тарілками $H = 2H_{св}$. Прийняте раніше при розрахунку максимальної швидкості газу H повинно бути більше значення, розрахованого за рівнянням (1.79)

1.9.1 Висота та гідравлічний опір колони

Висота тарілчастої частини колони рівна:

$$H_m = H(n-1) \quad (1.80)$$

Висота колони:

$$H_k = H_m + H_{\epsilon} + H_n \quad (1.81)$$

де H_{ϵ} - відстань від поверхнею тарілки до кришки колони, м; H_n - відстань від нижньої тарілки до днища колони, м;

Відстань $H_{\text{в}}$ залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення колони та відбійних пристроїв, які зменшують бризговинос з колони. Відстань $H_{\text{н}}$ визначається мінімальним об'ємом газу, необхідним для забезпечення рівномірного розподілу газу по поперечному перерізу колони. Це відстань приймається рівним $(1 \div 1,5)D$.

В залежності від діаметра колони D рекомендують наступні висоти верхньої $H_{\text{в}}$ та нижньої $H_{\text{н}}$ колон

Таблиця 1.3 – Рекомендовані значення розмірів елементів колон

$D, \text{ м}$	0,4÷1,0	1,2÷2,2	$\geq 2,4$
$H_{\text{в}}, \text{ м}$	0,6	1,0	1,4
$H_{\text{н}}, \text{ м}$	1,5	2,0	2,5

Гідравлічний опір колони визначається за співвідношенням:

$$\Delta P_{\kappa} = \Delta P \cdot n, \quad (1.82)$$

де ΔP - опір однієї тарілки, Па, n – число тарілок.