

Лекція:4. Масообмінні процеси. Загальні відомості про масообмінні процеси. Рівняння масопередачі. Середня рушійна сила і методи розрахунку процесів масопередачі. Абсорбція. Класифікація, будова і принцип дії абсорберів. Схеми абсорбційних установок. Перегонка рідин. Проста перегонка. Ректифікація.

Мета: ознайомитися з масообмінними процесами, основними рівняннями які їх описують, будовою ректифікаційних та абсорбційних установок.

План лекції

Вступ

1. Способи вираження складу фаз.
2. Рівновага між фазами.
3. Матеріальний баланс процесів масообміну.
4. Рівняння масопередачі.
5. Абсорбція. Загальні відомості.
6. Будова абсорберів.
7. Схеми абсорбційних установок.
8. Ректифікація. Загальні відомості.
9. Схеми ректифікаційних установок.
10. Будова ректифікаційних апаратів.

Висновки

Література

Питання

Вступ

В хімічній технології широко застосовують масообмінні процеси:

- абсорбцію;
- екстракцію;
- ректифікацію;
- адсорбцію;
- сушку;
- кристалізацію.

Абсорбція – вибіркоче поглинання газів або парів рідким поглиначем (абсорбентом). Цей процес представляє собою перехід речовини з газової або парової фази в рідку.

Екстракція – витяг розчиненої в одній рідині речовини іншою рідиною, або витяг речовини з твердої фази в рідку. Цей процес представляє собою перехід речовини з однієї рідкої фази в іншу.

Ректифікація – розділення рідкої суміші на компоненти шляхом протитечійної взаємодії потоків пару і рідини. Цей процес включає переходи речовини з рідкої в парову і з парової в рідку.

Адсорбція – вибіркоче поглинання газів, парів або розчинених в рідині речовин поверхнею пористого твердого поглинача (адсорбента), здатного поглинати одну або декілька речовин із їх суміші. Цей процес представляє собою перехід речовини з газової, парової або рідкої фаз в пористий твердий матеріал.

Сушка – видалення вологи з твердих вологих матеріалів шляхом її випаровування. Цей процес представляє собою перехід вологи з твердого вологого матеріалу у парову або газову фазу.

Швидкість перерахованих процесів визначається швидкістю переходу речовини з однієї фази в іншу (швидкістю масопередачі).

В більшості процесів масопередачі беруть участь три речовини:

1. Розподіляюча речовина, яка складає першу фазу.
2. Розподіляюча речовина, яка складає другу фазу.
3. Речовина, що розподіляється, переходячи з однієї фази в другу.

Розподіляючі речовини не беруть участі в процесі масопередачі і є тільки носіями речовини, що розподіляється.

Масообмінні процеси зворотні, тобто речовина, що розподіляється, може переходити з однієї фази в іншу в залежності від концентрації цієї речовини в обох фазах і умов рівноваги.

Способи вираження складу фаз.

Ваговий і молярний склад

В техніці склад виражають зазвичай у вагових долях (або вагових відсотках), тобто у вигляді відношення маси компоненту в даній фазі до маси всієї фази. Якщо маса фази G , а маса компонентів A, B, C, \dots , які містяться в ній, складають відповідно G_A, G_B, G_C, \dots , то вагові долі компонентів будуть:

$$a_A = \frac{G_A}{G}; a_B = \frac{G_B}{G}; a_C = \frac{G_C}{G}; \dots \quad (1)$$

причому $a_A + a_B + a_C + \dots = 1$.

У багатьох випадках склад виражають в молярних долях, тобто у вигляді відношення числа кіломолей компоненту в даній фазі до загального числа кіломолей в цій фазі. Якщо всього у фазі міститься n кіломолей, а число кіломолей компонентів A, B, C, \dots складає n_A, n_B, n_C, \dots , то молярні долі компонентів будуть:

$$x_A = \frac{n_A}{n}; x_B = \frac{n_B}{n}; x_C = \frac{n_C}{n}; \dots \quad (2)$$

причому $x_A + x_B + x_C + \dots = 1$. Перерахунок вагового складу в молярний, або зворотній перерахунок, проводиться наступним чином. Нехай ваговий склад суміші a_A, a_B, a_C, \dots , а 3 молярні маси компонентів M_A, M_B, M_C, \dots . Тоді в 1 кг суміші містяться наступні кількості кіломолей компонентів:

$$n_A = \frac{a_A}{M_A}; n_B = \frac{a_B}{M_B}; n_C = \frac{a_C}{M_C}; \dots$$

а загальна кількість кіломолей складає:

$$n = n_A + n_B + n_C + \dots = \frac{a_A}{M_A} + \frac{a_B}{M_B} + \frac{a_C}{M_C} + \dots = \sum \frac{a}{M}$$

По формулі (2) знаходимо молярний склад суміші

$$x_A = \frac{\frac{a_A}{M_A}}{\sum \frac{a}{M}}; \quad x_B = \frac{\frac{a_B}{M_B}}{\sum \frac{a}{M}}; \quad x_C = \frac{\frac{a_C}{M_C}}{\sum \frac{a}{M}} \dots$$

або в загальному вигляді для k -го компоненту

$$x_A = \frac{\frac{a_k}{M_k}}{\sum \frac{a}{M}} \quad (3)$$

Якщо заданий молярний склад суміші x_A, x_B, x_C, \dots , то для перерахунку його у ваговий склад потрібно знайти маси компонентів в 1 кмоль суміші:

$$G_A = M_A x_A; G_B = M_B x_B; G_C = M_C x_C \dots$$

і загальну її масу:

$$G = G_A + G_B + G_C + \dots = M_A x_A + M_B x_B + M_C x_C + \dots = \sum M x$$

По формулі (1) знаходимо ваговий склад суміші

$$a_A = \frac{M_A \cdot x_A}{\sum M_x}; a_B = \frac{M_B \cdot x_B}{\sum M_x}; a_C = \frac{M_C \cdot x_C}{\sum M_x}; \dots,$$

або в загальному вигляді для k-го компоненту

$$a_k = \frac{M_k \cdot x_k}{\sum M_x} \quad (4)$$

Знаменник цієї формули, який представляє собою масу 1 кмоль суміші, називається середньою молекулярною масою суміші:

$$M_{\text{сер.}} = M_A x_A + M_B x_B + M_C x_C + \dots = \sum M_x \quad (5)$$

Склад суміші двох компонентів (подвійні суміші) повністю характеризуються вмістом в ній лиш одного з компонентів. Хай вагова і молярна долі цього компоненту а і x. Тоді вагова і молярна долі другого компоненту (1 - a) і (1 - x). Формули (3) і (4) приймуть в цьому випадку наступний вигляд:

$$x = \frac{\frac{a}{M_1}}{\frac{a}{M_1} + \frac{1-a}{M_2}} \quad (6)$$

$$a = \frac{M_1 \cdot x}{M_1 x + M_2 (1-x)} \quad (7)$$

де M_1 і M_2 – молекулярні маси компонентів.

Об'ємна концентрація

Склад виражають також через масу компонента, що міститься в 1 м³ суміші (об'ємна концентрація). Об'ємна концентрація С має розмірність кг/м³.

Сума об'ємних концентрацій всіх компонентів $\sum C$ рівна масі 1 м³ суміші, тобто густині ρ . Таким чином, вагова доля k-го компоненту суміші:

$$a_k = \frac{C_k}{\rho} \quad (8)$$

Парціальний тиск компонентів газових сумішей

Вміст компонентів газоподібної суміші часто виражають через парціальний тиск. Під парціальним тиском компоненту розуміють тиск під яким знаходився би даний компонент якби у відсутності інших компонентів він займав би весь об'єм суміші при її температурі.

Згідно закону Дальтона, повний тиск Р газової суміші рівний сумі парціальних тисків компонентів p_A, p_B, p_C, \dots :

$$P = p_A + p_B + p_C + \dots$$

Як неважко переконатися, відношення парціального тиску компонента до повного тиску рівне об'ємній долі компоненту в суміші. Насправді, якщо парціальний тиск k-го компоненту p_k , а об'єм газової суміші V, то об'єм V_k , що займається цим компонентом при тиску P, визначиться зі співвідношення

$$p_k \cdot V = P \cdot V_k, \text{ звідки } V_k = \frac{p_k \cdot V}{P}.$$

Так як 1 кмоль любых компонентів займає при однаковій температурі один і той же об'єм, то об'ємна доля v_k рівна молярній долі компоненту в газовій суміші.

Таким чином

$$V_k = \frac{p_k}{P} \text{ або } p_k = V_k \cdot P.$$

Напишемо рівняння стану для 1 кг кожного компоненту газової суміші:

$$p_k V = \frac{RT}{M_k};$$

де p_k - парціальний тиск k-го компоненту, н/м²;

R – газова постійна (8314 Дж/кмоль град;

M_k – молекулярна маса компоненту.

Звідси визначаємо об'єм V суміші, в якому знаходиться 1 кг k -го компоненту

$$V = \frac{RT}{M_k p_k}$$

Об'ємна концентрація компоненту $C_k = V^{-1}$, або

$$C_k = \frac{M_k p_k}{RT} \quad (10)$$

Рівняння (9) встановлює зв'язок між парціальним тиском і молярною долею, рівняння (10) – між парціальним тиском і об'ємною концентрацією.

Відносний ваговий склад

Склад подвійної суміші можна виразити у вигляді відношення маси компоненту, що розподіляється, до маси носія. Це відношення називається відносним ваговим складом. Зв'язок між відносним ваговим складом X і ваговою долею a виражається наступним співвідношенням:

$$x = \frac{a}{1-a}, \text{ або } a = \frac{x}{1+x} \quad (10)$$

При розрахунках склад газової суміші виражений через парціальний тиск компоненту p , часто приходиться перераховувати у відносний ваговий склад. Це можна зробити наступним чином. Якщо загальний тиск суміші P , то парціальний тиск носія ($P - p$); тоді рівняння стану для компоненту буде мати вигляд

$$pV = G_k \cdot \frac{R}{M_k} \cdot T;$$

і для носія

$$(P - p)V = G_n \cdot \frac{R}{M_n} \cdot T;$$

де G_k і G_n – кількість компонента і носія в об'ємі V , кг;

M_k і M_n – молекулярні маси компонента і носія.

Поділивши перше рівняння на друге, одержимо:

$$\frac{p}{P - p} = \frac{G_k}{G_n} \cdot \frac{M_n}{M_k}.$$

Звідси знаходимо відносний ваговий склад:

$$Y = \frac{G_k}{G_n} = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{p}{P - p}. \quad (12)$$

Рівновага між фазами.

Перехід речовини з однієї фази в другу відбувається при відсутності рівноваги між фазами.

Маємо, наприклад, дві фази G і L , причому речовина, що розподіляється, спочатку знаходиться тільки в першій фазі G і має концентрацію y . Якщо фази з'єднати, то речовина, що розподіляється, почне переходити у фазу L . З моменту появи, речовини, що розподіляється, у фазі L почнеться і зворотний перехід його в фазу G .

Швидкість зворотного переходу буде збільшуватися по мірі підвищення концентрації речовини, що розподіляється, у фазі L . В деякий момент швидкості переходу речовини з фази G у фазу L і навпаки стануть однаковими. При цьому встановиться стан рівноваги між фазами, при якому явного переходу речовини з одної фази в іншу проходити не буде. У стані рівноваги існує певна залежність між концентраціями речовини, що розподіляється в обох фазах – любій концентрації x цієї речовини у фазі L , відповідає рівноважна концентрація її y^* у фазі G :

$$y^* = f(x) \quad (13).$$

Умова рівноваги, виражена рівнянням (13), дозволяє визначити напрям процесу. Якщо робоча концентрація у речовини, що розподіляється у фазі G більша рівноважної $y > y^*$ речовина буде переходити із фази G у фазу L. Якщо ж $y < y^*$ то речовина переходить з фази L у фазу G.

Рівновагу між фазами можна представити графічно на $y - x$ діаграмі (1) На цій діаграмі на осі абсцис відкладається концентрація x речовини, що розподіляється у фазі L, а по осі ординат – її концентрація y у фазі G. Крива ОС, яка виражає залежність рівноважної концентрації y^* від x називається лінією рівноваги.

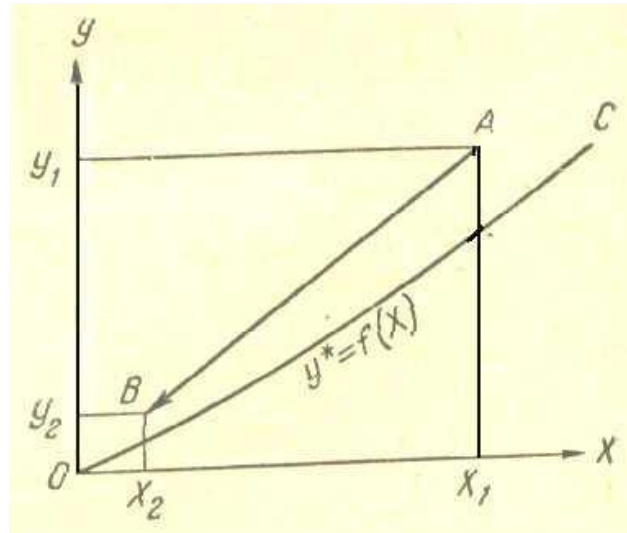


Рис. 1. Діаграма $y-x$:
ОС – лінія рівноваги; АБ – робоча лінія

Матеріальний баланс процесів масообміну.

Розглянемо схему руху потоків в протитечійному апараті для масообміну (рис. 2). В апарат поступають фази G (наприклад, газ) і L (наприклад, рідина). Нехай витрата носія у фазі G, складає G кг/с, а у фазі L – L кг/с. Вміст компоненту, що розподіляється, виражений у вигляді відносних вагових складів, у фазі G позначимо через y , у фазі L через x . Прийнемо, що компонент, який розподіляється, переходить з фази G у фазу L (наприклад, абсорбується з газової суміші рідиною), причому вміст цього компоненту у фазі G зменшується від y_1 (на вході в апарат) до y_2 (на виході з апарату). Відповідно вміст цього ж компоненту у фазі L збільшується від x_2 (при вході в апарат) до x_1 (на виході з апарату).

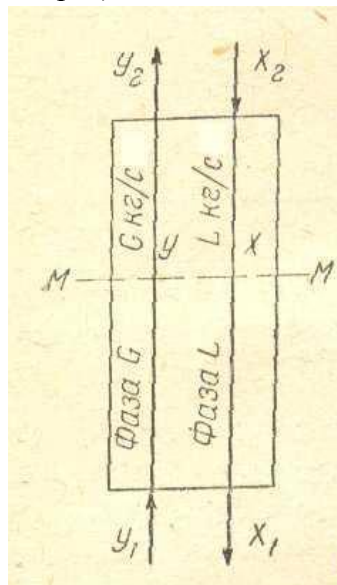


Рис. 2. Схема руху потоків в протитечійному апараті для масообміну.

Носії не беруть участь в процесі масообміну; отже їх кількості G і L не змінюються по довжині апарата. Тоді кількість компоненту, який перейшов з фази G складе

$$M = Gy_1 - Gy_2 = G(y_1 - y_2) \text{ кг/с ;}$$

і кількість компоненту, який перейшов у фазу L

$$M = Lx_1 - Lx_2 = L(x_1 - x_2) \text{ кг/с.}$$

Ці дві кількості рівні, тому можна написати рівняння матеріального балансу у такому вигляді

$$M = G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \quad (14)$$

Звідси знаходимо співвідношення між кількостями носія в обох фазах

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} \text{ кг/кг} \quad (15)$$

Розглянемо довільний переріз апарату MM в якому склади фаз будуть y і x і напишемо рівняння матеріального балансу для частини апарату, розміщеного вище цього перерізу

$$Gy - Gy_2 = Lx - Lx_2 \text{ або } Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx$$

Звідки

$$y = y_2 + \frac{L}{G} (x - x_2) = y_2 + l(x - x_2) \quad (16)$$

Це рівняння, яке називається рівнянням робочої лінії, виражає залежність між нерівноважними фазами (y, x) в будь-якому перерізі апарату.

На діаграмі $y-x$ робоча лінія представляє собою пряму з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює l .

На рис. 1. робоча лінія розміщена вище лінії рівноваги, тобто робочі концентрації компоненту, який розподіляється у фазі G вищі рівноважних концентрацій і компонент переходить із фази G у фазу L . Якщо компонент переходить із фази L у фазу G , то робочі концентрації у фазі G нижчі рівноважних, в цьому випадку робоча лінія розміщена нижче лінії рівноваги.

Рівняння масопередачі.

При відхиленні від стану рівноваги відбувається перехід речовини з фази, в якій його вміст вище рівноважної, у фазу, де вміст цієї речовини нижче рівноважної.

Швидкість переходу речовини пропорційна степені відхилення від рівноваги, яку можна виразити як різницю концентрацій – робочої концентрації речовини в одній із фаз і рівноважною концентрацією в ній даної речовини. Ця різниця концентрацій є рушійною силою процесу масопередачі. Крім того швидкість переходу речовини пропорційна поверхні стикання фаз.

Швидкість переходу речовини можна визначити як кількість речовини, що переходить за одиницю часу з однієї фази в іншу. Тоді рівняння масопередачі можна написати наступним чином:

$$M = KF\Delta \quad (17)$$

де M – кількість речовини, яка перейшла з одної фази у іншу, кг/с;

K - коефіцієнт пропорціональності, який називається коефіцієнтом масопередачі;

F – поверхня стикання фаз, m^2 ;

Δ - рушійна сила процесу масопередачі.

Рушійна сила Δ може бути виражена в любых одиницях, які застосовуються для виразу складу фаз. При цьому розмірність коефіцієнта масопередачі

$$[K] = \left[\frac{M}{F\Delta} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{m^2 \text{с(од. рушійної сили)}} \right].$$

Якщо рушійна сила виражається у виді об'ємних концентрацій ($\text{кг}/m^3$), то $\Delta = C^* - C$; де C – фактична концентрація компоненту в одній з фаз;

C^* - рівноважна концентрація компонента в тій же фазі. Тоді рівняння (17) прийме вигляд

$$M = K_c F(C^* - C); \quad (18)$$

причому розмірність коефіцієнта масопередачі

$$[K_c] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \text{с} \cdot \text{кг} / \text{м}^3} \right] = [\text{м} / \text{с}].$$

Якщо рушійна сила виражається через різницю парціальних тисків (процес протікає у газовій фазі), тоді $\Delta = P - P^*$ (н/м²)

де p – фактичний парціальний тиск компоненту в газі;

p^* - парціальний тиск компоненту в газі при рівновазі його з рідиною

$$M = K_p F(p^* - p)$$

$$[K_p] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \text{с} \cdot \text{н} / \text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{с}}{\text{м}} \right] \text{ бо } \text{н} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2}.$$

Зв'язок між коефіцієнтами масопередачі K_c і K_p виражається співвідношенням

$$K_p = \frac{M_k}{RT} K_c \text{ с/м}. \quad (19)$$

Якщо рушійна сила виражена через різницю молярних долей, коефіцієнт масопередачі буде рівний

$$K = \frac{M_k \rho}{M_{\text{сер}}} K_c = PK_p, \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{мол. доля})}. \quad (20)$$

Якщо ж рушійна сила виражена у вигляді різниці відносних вагових складів (кг/кг), то при невисоких концентраціях компоненту коефіцієнт масопередачі складе

$$K \approx \rho K_c \approx \frac{M_n}{M_k} PK_p, \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг} / \text{кг}}. \quad (21)$$

В цих формулах

M_k і M_n – молекулярні маси компонента і носія;

$M_{\text{сер}}$ – середня молекулярна маса фази;

R – газова постійна (8314 Дж/кмоль·град); T –

абсолютна температура, °К;

ρ - густина фази, кг/м³;

P – загальний тиск, н/м².

При практичних розрахунках за одиницю часу часто приймають год., а за одиницю різниці парціальних тисків ат або мм рт. ст. Тоді розмірність коефіцієнта масопередачі буде K_c – м/год; K_p – кг/м² год. ат або кг/м² год. мм рт. ст.

Для перерахунку коефіцієнта масопередачі в потрібні значення потрібно відповідну величину коефіцієнта помножити на наступні перевідні множники

$$\text{м/с} \times 3600 = \text{м/год};$$

$$\text{с/м} \times 3,53 \cdot 10^8 = \text{кг/м}^2 \text{ год. Ат};$$

$$\text{с/м} \times 4,8 \cdot 10^5 = \text{кг/м}^2 \text{ год. мм рт. ст.};$$

$$\text{кг/м}^2 \text{ год. мм рт. ст.} \times 735 = \text{кг/м}^2 \text{ год. ат}.$$

Іноді коефіцієнт масопередачі відносять до одиниці робочого об'єму апарата (об'ємний коефіцієнт масопередачі). В цьому випадку коефіцієнт масопередачі визначається співвідношенням

$$K_{\text{об.}} = K_f \quad [K_{\text{об.}}] = [1/\text{с}] \quad (22)$$

де f – поверхня стикання фаз, віднесена до одиниці робочого об'єму апарата м²/м³.

Процес масообміну між фазами.

Розрізняють два основних види процесів масопередачі.

1. Масообмін між рідиною і газом (парою) або між двома незмішуваними рідинами.
2. Масообмін між твердим тілом і рідиною, газом або парою.

Перенос речовини в обох фазах здійснюється шляхом молекулярної дифузії (тобто дифузії молекул через шар носія) і шляхом конвективної дифузії (тобто рухаючими частинками носія і речовини, що розподіляється).

При молекулярній дифузії, згідно закону Фіка, кількість дифундуєчої через шар речовини рівна

$$M = \frac{D \cdot F \cdot \Delta_{ш} \cdot \tau}{\delta} \text{ кг}; \quad (23)$$

де D – коефіцієнт пропорційності, який називають коефіцієнтом дифузії;

F – поверхня шару, через який дифундує речовина, м^2 ;

$\Delta_{ш}$ – зміна концентрації по товщині шару, $\text{кг}/\text{м}^3$;

τ – час, с;

δ – товщина шару, м.

Рівняння (23) називається рівнянням дифузії. Коефіцієнт дифузії D має розмірність $\text{м}^2/\text{с}$. Його виражають також в $\text{м}^2/\text{год}$. Для перерахунку величини коефіцієнта дифузії з $\text{м}^2/\text{год}$ в $\text{м}^2/\text{с}$ необхідно поділити даний коефіцієнт на 3600.

Коефіцієнт дифузії залежить від властивостей дифундуєчого компонента і середовища, в якому відбувається дифузія, а також від температури і тиску.

При конвективній дифузії, кількість речовини, що переноситься за одиницю часу з фази, що віддає речовину, до поверхні розділу фаз (або від поверхні розділу фаз у фазу, що приймає цю речовину) пропорційна поверхні

F і різниці концентрацій част. речовини, що розподіляється у фазі і біля поверхні розділу:

$$M = \beta F \Delta_{\text{част.}} \text{ кг/с} \quad (24)$$

Різниця концентрацій $\Delta_{\text{част.}}$ є частковою рушійною силою процесу.

Коефіцієнт пропорційності β називається коефіцієнтом масовіддачі.

Він залежить від гідродинамічних, фізичних і геометричних факторів і визначається експериментально з обробкою даних за допомогою теорії подібності.

Середня рушійна сила і методи розрахунку процесів масопередачі.

Рушійна сила не залишається постійною по довжині апарату і при використанні рівнянь, приведених в розділі «рівняння масопередачі», слід підставляти в них середні значення рушійної сили.

Середньологарифмічна рушійна сила.

Середньологарифмічна рушійна сила визначається по формулі

$$\Delta_{\text{сер.}} = \frac{\Delta_1 - \Delta_2}{2,311g \frac{\Delta_1}{\Delta_2}}; \quad (25)$$

де Δ_1 і Δ_2 – значення рушійної сили на вході і виході з апарату.

При співвідношенні $2 > \frac{\Delta_1}{\Delta_2} > 0,5$ можна з достатньою точністю користуватися

середньоарифметичним значенням:

$$\Delta_{\text{сер.}} = \frac{\Delta_1 + \Delta_2}{2}.$$

Середньо логарифмічне значення рушійної сили точно тільки в тому випадку, коли лінія рівноваги і робоча лінія є прямими, а коефіцієнт масопередачі зберігається постійним по всій довжині апарату.

Число одиниць переносу.

Рівняння масопередачі 17 можна написати у вигляді

$$M = KHSf\Delta_{\text{сер.}}$$

де H – робоча висота апарату, м;

S – площа поперечного перерізу апарату, м^2 ;

f – питома поверхня стикання фаз в одиниці об'єму апарату, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

$\Delta_{\text{сер}}$ – середня рушійна сила;

K – коефіцієнт пропорційності, який називається коефіцієнтом масопередачі;

Прирівнюючи цей вираз до рівняння матеріального балансу (14) можна написати

$$KHSf\Delta_{\text{сер}}=G(y_1-y_2).$$

Звідси

$$H = \frac{G}{KSf} \frac{y_1 - y_2}{\Delta_{\text{сер}}}.$$

Множник $\frac{y_1 - y_2}{\Delta_{\text{сер}}}$ представляє собою зміну робочих концентрацій на одиницю рушійної сили і називається числом одиниць переносу n

$$n = \frac{y_1 - y_2}{\Delta_{\text{сер}}}. \quad (26)$$

Множник $\frac{G}{KSf}$ представляє собою висоту ділянки, яка відповідає одній одиниці переносу і називається висотою одиниці переносу h (ВОП)

$$h = \frac{G}{KSf}. \quad (27)$$

Таким чином робоча висота апарату H рівна добутку числа одиниць переносу на висоту одиниці переносу

$$H = n \cdot h. \quad (28)$$

Визначення числа одиниць переносу проводять графічним методом (рис.3). Для цього на $Y - X$ діаграмі проводять лінію MN , яка ділить пополам відрізки ординат, розміщені між робочою лінією і лінією рівноваги. Ці відрізки ординат рівні ($y - y^*$) і виражають рушійну силу процесу. Потім через точку B на робочій лінії, що відповідає стану фази G на виході з апарату, проводять горизонталь, що перетинається з лінією MN в точці D , продовжують до точки E , причому відрізок BE рівний подвоєному відрізку BD . З точки E проводять вертикаль EF до перетину з робочою лінією. З подібності трикутників BEF і BDK виходить $\frac{EF}{KD} = \frac{BE}{BD}$. Але по будові $BE = 2BD$ і $KD = \frac{KL}{2}$. Таким чином

$$EF = KD \frac{BE}{BD} = \frac{KL}{2} \cdot \frac{2BD}{BD} = KL.$$

Сходінка BEF відповідає деякій ділянці апарату, на якій зміна робочих концентрацій у фазі G рівна EF , а у фазі L відповідає BE . Відрізок KL відображає середню рушійну силу на цій ділянці. Так як зміна робочої концентрації EF по будові рівна середній рушійній силі KL , то сходінка BEF відповідає одній одиниці переносу.

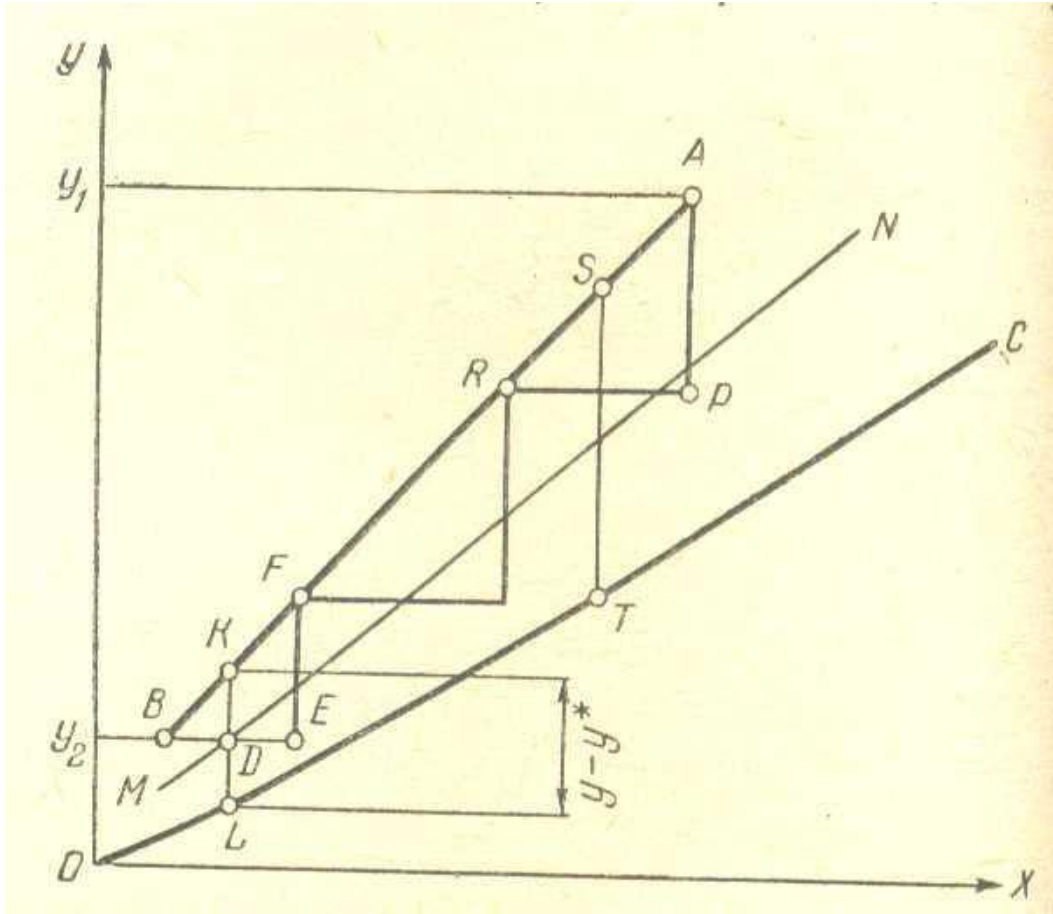


Рис. 3. Графічне визначення числа одиниць переносу:
 ОС - лінія рівноваги; АВ - робоча лінія; MN – лінія, яка ділить пополам відрізки ординат між робочою лінією і лінією рівноваги.

Продовжуючи вписувати вказаним вище способом сходинки до точки А, що відповідає стану системи на вході в апарат, знаходимо число одиниць переносу (рівне числу сходинок), необхідне для досягнення заданої зміни робочих концентрацій між точками А і В.

Висоту одиниці переносу визначають за формулою:

$$h = h_1 + \frac{K}{l} h_2; \quad (29)$$

де $l = \frac{L}{G}$;

$h_1 = \frac{G}{f \cdot S \cdot \beta_1}$ (30) висота одиниці переносу для фази G;

$h_2 = \frac{L}{f \cdot S \cdot \beta_2}$ (31) висота одиниці переносу для фази L;

S – площа поперечного перерізу апарату, м²;

f – питома поверхня стикання фаз в одиниці об'єму апарату, м²/м³;

β_1 і β_2 – коефіцієнти масовіддачі для фаз G і L;

G і L – кількості носія, відповідно, у фазі G і L.

Абсорбція. Загальні відомості.

Абсорбцією називають процес поглинання газу або пари рідким поглиначем

(абсорбентом). Зворотній процес – виділення поглинутого газу із поглинача – називається десорбцією. В промисловості абсорбція з подальшою десорбцією широко використовується для виділення з газових сумішей цінних компонентів (наприклад, для добування з коксового газу аміаку, бензолу і ін.), для очистки технологічних і горючих газів від шкідливих домішок (наприклад, при очистці їх від сірководню), для санітарної очистки газів (наприклад, відхідних газів від сірчистого ангідриду) і т.п.

В деяких випадках десорбцію не проводять, якщо компонент, який добувають, і поглинач є дешевими або відходами виробництва, або якщо в результаті абсорбції одержується готовий продукт (наприклад, соляна кислота при абсорбції хлористого водню водою).

Будова абсорберів.

При абсорбції процес масопередачі протікає на поверхні стикання фаз. Тому в апаратах для поглинання газів рідинами (абсорберах) повинна бути створена розвинута поверхня стикання між газом і рідиною.

По способу утворення цієї поверхні абсорбційні апарати можна розділити на поверхневі, барботажні і розпилюючі.

Поверхневі і плівкові абсорбери

В абсорберах цього типу поверхнею стикання фаз є дзеркало нерухомої або повільно рухомої рідкої фази.

Поверхневі абсорбери. Ці абсорбери використовують для поглинання добре розчинних газів (наприклад, для поглинання хлористого водню водою). В указаних апаратах газ проходить над поверхнею нерухомої або повільно рухомої рідини. (рис. 4). Так як поверхня стикання в таких абсорберах мала, то встановлюють декілька послідовно сполучених апаратів, в яких газ і рідина рухаються протітечійно один до другого. Для того щоб рідина переміщалася по абсорберах самопливом кожний послідуєчий по ходу рідини апарат розміщують дещо нижче попереднього. Для відводу тепла, яке виділяється при абсорбції, в апаратах встановлюють змійовики, які охолоджуються водою, або іншим охолоджуючим агентом, або поміщують абсорбери в ємності з проточною водою.

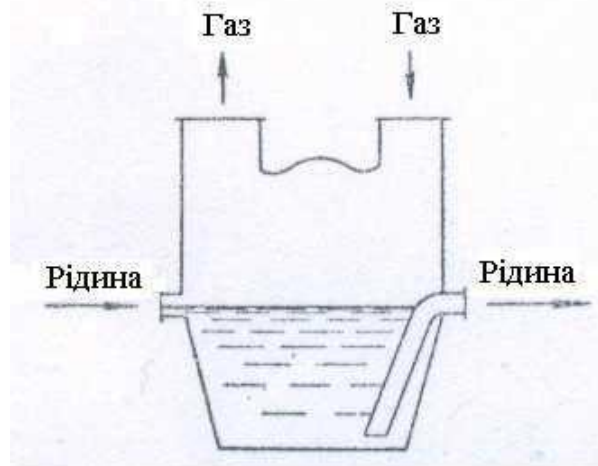


Рис. 4. Поверхневий абсорбер.

Більш досконалим апаратом такого типу є абсорбер (рис. 5), який складається з ряду горизонтальних труб зрошуваних зовні водою. Необхідний рівень рідини в кожному елементі 1 такого апарата підтримується з допомогою порогу 2.

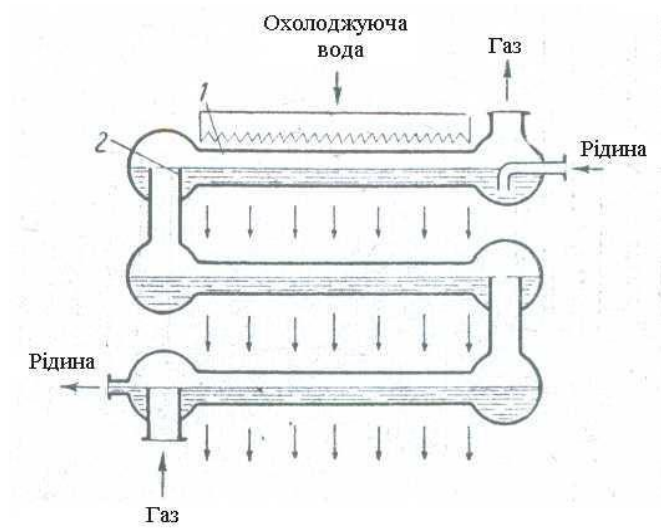


Рис. 5. Зрошувальний поверхневий абсорбер з водяним охолодженням: 1 – зрошувальний елемент абсорбера; 2 – поріг.

Плівкові абсорбери. До таких апаратів відносяться трубчасті абсорбери і абсорбери з листовою насадкою.

Трубчастий абсорбер представлений на рис. 6. Поглинач поступає на верхню трубну решітку, розподіляється по трубах і стікає по їх внутрішній поверхні у вигляді тонкої плівки. Газ рухається знизу вверх назустріч стікаючій рідкій плівці. Для відводу тепла, що виділяється при абсорбції, по між трубному простору пропускають воду або інший охолоджуючий агент.

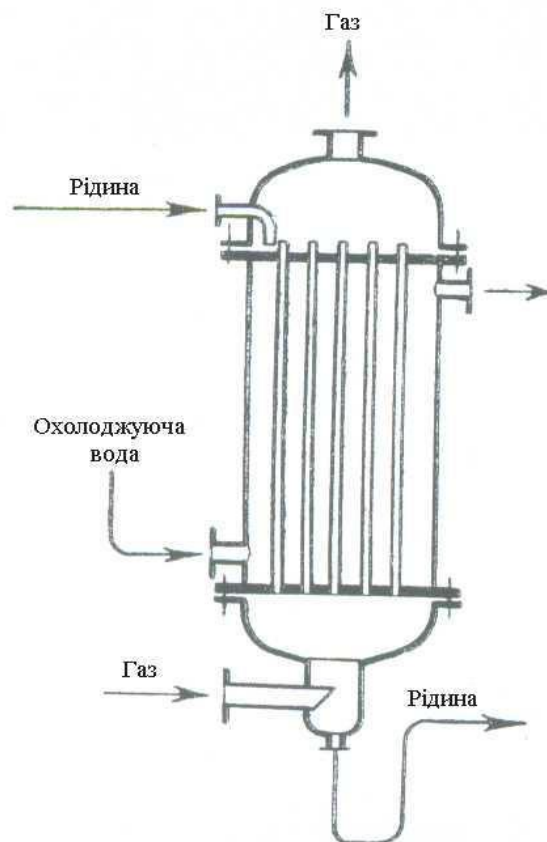


Рис. 6. Трубчастий плівковий абсорбер.

Абсорбер з листовою насадкою (рис. 7) представляє собою колону, в якій розміщена насадка 1 у вигляді вертикально встановлених листів твердого матеріалу (дерево, метал, пластмаси і ін.) або туго натягнутих полотен тканини. Над насадкою розміщені розподільчі пристрої 2 для зрошення кожного елемента насадки з обох сторін. Рух рідини і газу в цьому апараті відбувається так само, як і в трубчастому абсорбері.

Насадочні абсорбери. Насадочні абсорбери представляють собою колони заповнені насадкою - твердими тілами різної форми; при наявності насадки збільшується поверхня стикання газу і рідини.

Найбільш поширена насадка у вигляді тонкостінних кілець висотою рівній діаметру, який коливається в межах 15 – 150 мм. Кільця безладно засипають в апарат навалом, або укладають правильними рядами, зсунутими один відносно одного (Рис. 8,а,б). Кільця виготовляють з протикорозійних матеріалів (кераміка, фарфор) рідше зі сталі.

Широко застосовують також хордову насадку, яка представляє собою ряд решіток із дошок, поставлених на ребро, причому решітки зсунуті одна відносно другої на 45 або 90° (Рис. 8,ж).

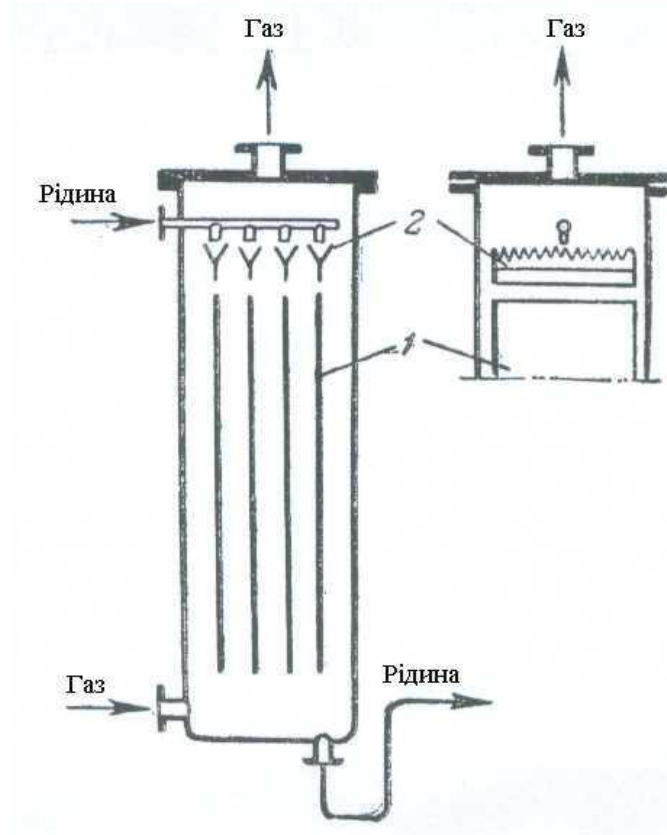


Рис. 7. Абсорбер з листовою насадкою:
1 – насадка; 2 – розподільчий пристрій для зрошення насадки.

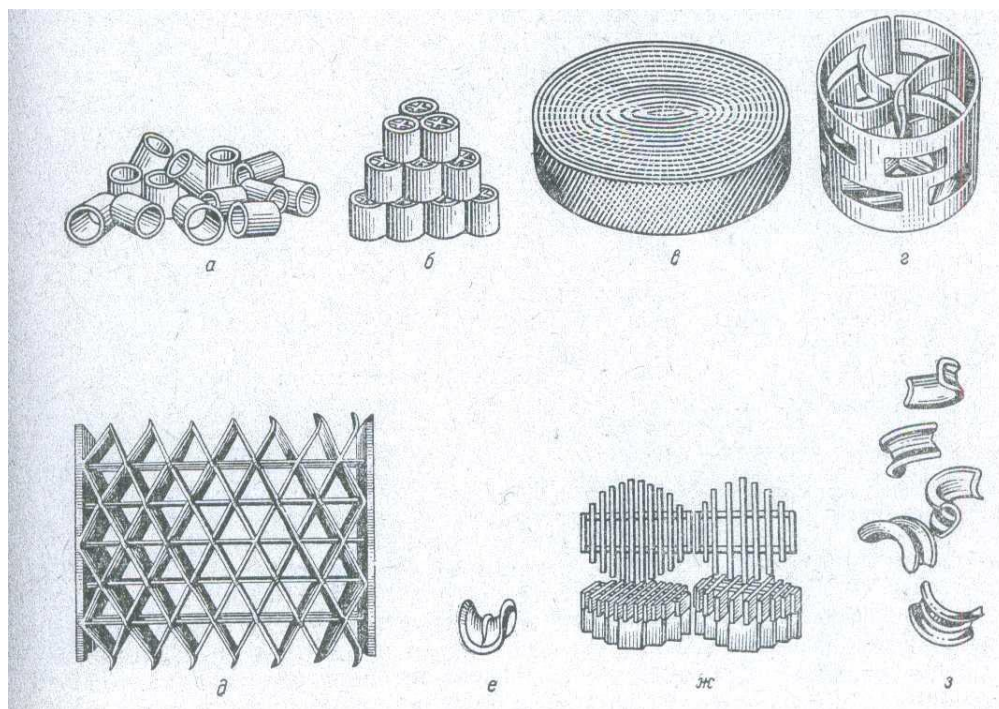


Рис. 8. Типи насадок:

а – кільця Рашига безладно укладені (навалом); б – кільця з перегородками, правильно укладені; в – насадка Гудлоє; г – кільця Паля; д – насадка "Спрей-пак"; е – сідла Берля; ж – хордова насадка; з – сідла "Інталокс".

В якості насадок застосовують також кокс і дроблений кварц у вигляді кусків розміром 25 – 100 мм.

Основними характеристиками насадок є питома поверхня і вільний об'єм.

В абсорбері представленому на рис 9. рідина стікає по поверхні насадки тонкою плівкою і одночасно розподіляється в шарі насадки у вигляді крапель і бризок. Насадка 1 опирається на решітки 2, в яких є отвори для проходження газу і стікання рідини. Газ поступає в колону знизу і рухається вверх протитечійно по відношенню до рідини. Для подачі рідини застосовують жолоба, дирчасті труби і інші пристрої. В абсорбері показаному на рис. 9 рідина подається на насадку при допомозі розподільчого стакану 3 (бризкалка) в якому є велика кількість отворів діаметром 3-6 мм. Рідина поступає в розподільчий стакан з напірного баку або подається безпосередньо насосом і витікає з отворів стакану окремими струминками.

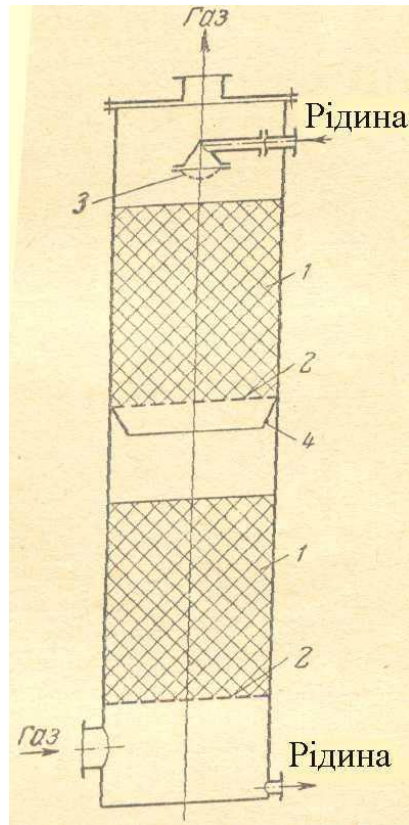


Рис. 9. Насадочний абсорбер.

1 – абсорбер; 2 – решітка; 3 – розподільчий стакан; 4 – направляючий конус.

Щоб запобігти розтіканню рідини до стінок іноді насадку засипають не повністю на всю висоту, а у вигляді окремих шарів, як показано на рис. 9. Висота окремих шарів 1,5-3 м. Для перерозподілу рідини і відводу її від стінок під кожним шаром насадки, крім нижнього, встановлюють направляючий конус 4.

Насадочні колони – найбільш поширений тип абсорбера.

Переваги насадочних абсорберів:

1. Простота будови.
2. Більш низький ніж у барботажних абсорберів гідравлічний тиск.

Недоліки насадочних абсорберів:

1. Мало придатні для роботи з забрудненими рідинами.
2. Утруднене відведення тепла абсорбції.

Барботажні абсорбери

В барботажних абсорберах поверхня стикування фаз розвивається потоками газу, який розподіляється у рідині у вигляді пухирців і струминок. Такий рух, який називається барботажем, здійснюється в тарілчастих колонах з ковпачковими, сітчастими або провальними тарілками.

Особливістю тарілчастих колон є ступеневий характер процесу, який в них проводиться (на відміну від безперервного процесу в насадочних колонах) – газ і рідина послідовно стикається на окремих ступенях (тарілках) апарату.

Колона з ковпачковими тарілками.

В ковпачкових тарілках барботує через рідину, виходячи з прорізів ковпачків, розміщених на кожній тарілці. В прорізах газ дробиться на дрібні струминки, які після виходу з прорізу майже зразу піднімаються вверх і проходячи через шар рідини на тарілці, зливаються один з одним. По конструкції розрізняють круглі і прямокутні ковпачки.

В колонах з ковпачковими тарілками (рис. 10) знаходяться тарілки 1 з патрубками 2,

закритими зверху ковпачками 3. Нижні краї ковпачків обладнані зубцями або прорізами у вигляді вузьких вертикальних щілин. Рідина перетікає з тарілки на тарілку через переливні труби 4. Рівень рідини на тарілці відповідає висоті, на яку верхні кінці переливних труб виступають над тарілкою. Щоб рідина перетікала тільки по переливних трубах, а не через патрубків 2, верхні кінці патрубків повинні бути вищі рівня рідини. Нижні краї ковпачків занурені у рідину так, щоб рівень рідини був вищий верха прорізів.

Газ проходить по патрубках 2 у простір між ковпачками 1, виходячи через отвори між зубцями або через прорізи в ковпачках, барботує через шар рідини.

Щоб газ не попадав у переливні труби і не перешкоджає таким чином нормальному переливанню рідини з тарілки на тарілку, нижні кінці переливних труб опущені під рівень рідини. Дякуючи цьому створюється гідрозатвір, який перешкоджає проходженню газу через переливні труби.

По конструкції розрізняють круглі ковпачки (рис. 11, а) і прямокутні ковпачки (рис. 11, б). Круглі ковпачки мають діаметр 80-100 мм, при роботі з забрудненими рідинами – до 200 – 300 мм. Ширина прямокутних (тунельних ковпачків 70 – 150 мм).

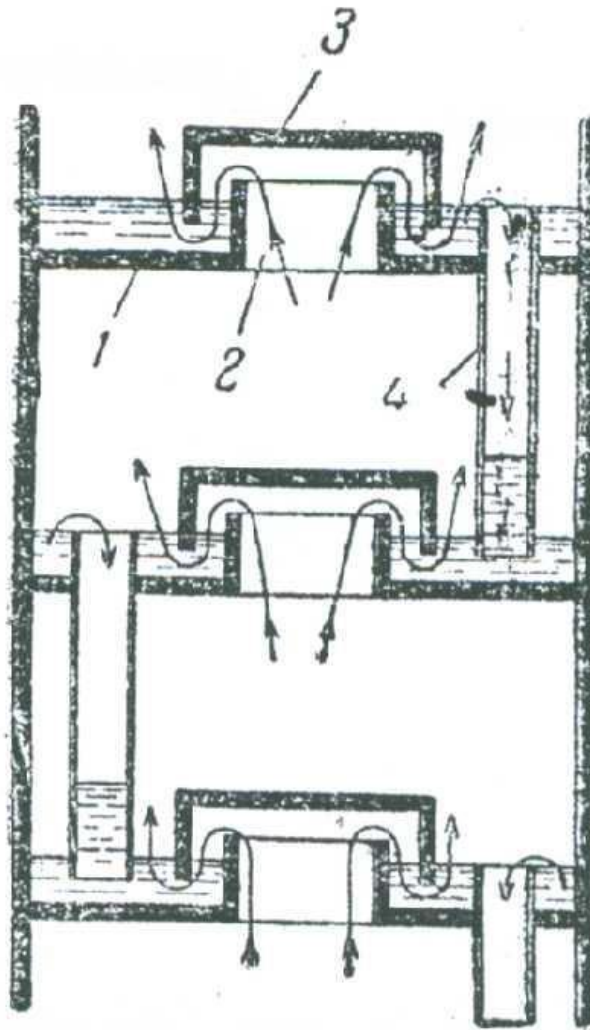
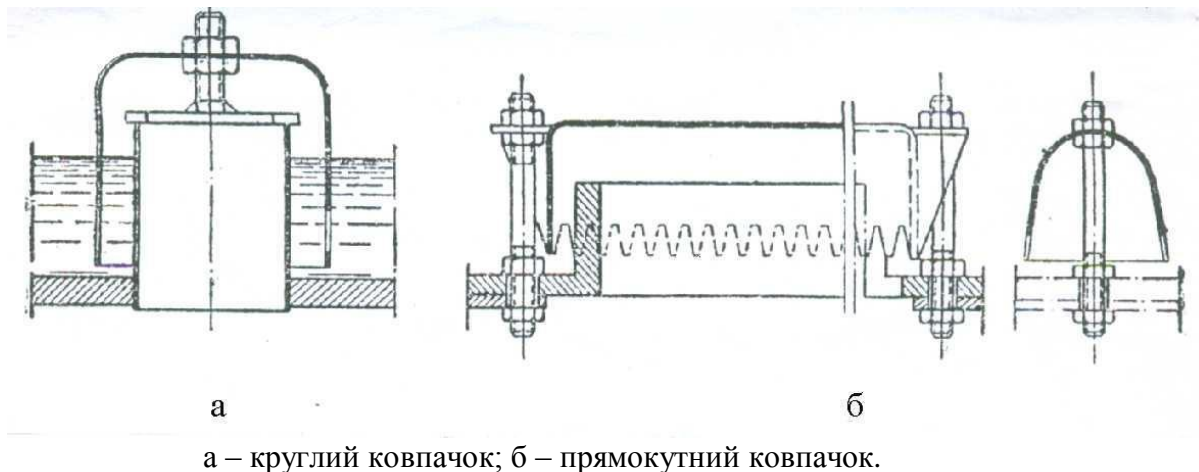


Рис. 10. Колонна з ковпачковими тарілками.
1 – тарілка; 2 – патрубки; 3 – ковпачки; 4 – переливні труби.



а – круглий ковпачок; б – прямокутний ковпачок.

Колони з сітчастими тарілками.

Сітчасті тарілки мають отвори діаметром 2-5 мм; газ проходить через отвори і барботує через шар рідини на тарілці. При нормальній роботі колони рідина не перетікає через отвори, так як підтримується знизу тиском газу. В цих колонах також є переливні труби. Щоб газ не попадав в переливну трубу її опускають нижче рівня рідини.

Сітчасті колони відрізняються простотою будови і високою ефективністю. Основний їх недолік полягає в тому, що вони задовільно працюють тільки в обмеженому діапазоні навантажень. При низьких навантаженнях, коли швидкість газу мала, рідина протікає через отвори і робота колони порушується. При великих навантаженнях гідравлічний тиск тарілки сильно зростає, причому спостерігається значний винос рідини. Другий недолік сітчастих колон в тому, що отвори в тарілках легко забиваються.

Колони з провальними тарілками.

В провальних тарілках відсутні переливні труби, внаслідок цього газ і рідина проходять через одні і ті ж отвори. Дякуючи відсутності переливних пристроїв провальні тарілки простіші тарілок інших типів. *Перевагами барботажних абсорберів* є хороший контакт між фазами і можливість роботи при любій, в тому числі низькій витраті рідини. В барботажних абсорберах можна здійснювати відвід тепла. Для цього на тарілках встановлюють змієвики по яких протікає охолоджуючий агент, або застосовують виносні холодильники через які проходить рідина, що поступає з вище лежачої тарілки на нижче лежачу тарілку. Барботажні абсорбери в порівнянні з насадочними більш придатні для роботи з забрудненими рідинами.

Основні недоліки барботажних абсорберів – складність конструкції і високий гідравлічний тиск зв'язаний з пропусканням великої кількості газу зі значними витратами енергії на переміщення газу через апарат. Тому барботажні абсорбери застосовують переважно в тих випадках, коли абсорбція ведеться під підвищеним тиском, так як при цьому високий гідравлічний тиск не суттєвий.

Схеми абсорбційних установок. Схема з рециркуляцією поглинача (рис. 12)

Рідина, яка витікає з абсорбера 1 насосом 2 через холодильник 3 знову подається в абсорбер. Частина рідини, що витікає з абсорбера, відводиться з системи, а взамін подається відповідна кількість свіжого поглинача.

При рециркуляції свіжий поглинач змішується з поглиначем, вже насиченим компонентом, що витягується; таким чином вміст цього компоненту в рідині, що поступає на абсорбер, більший, ніж при відсутності рециркуляції. В зв'язку з цим зменшується рушійна сила процесу масо-передачі і погіршується витяг компоненту з газової суміші.

Не дивлячись на відмічені недоліки, абсорбція з рециркуляцією поглинача знаходить

застосування дякуючи тому, що в цьому процесі вдається підвищити густину зрошення і здійснити відвід тепла у виносному холодильнику.²⁷

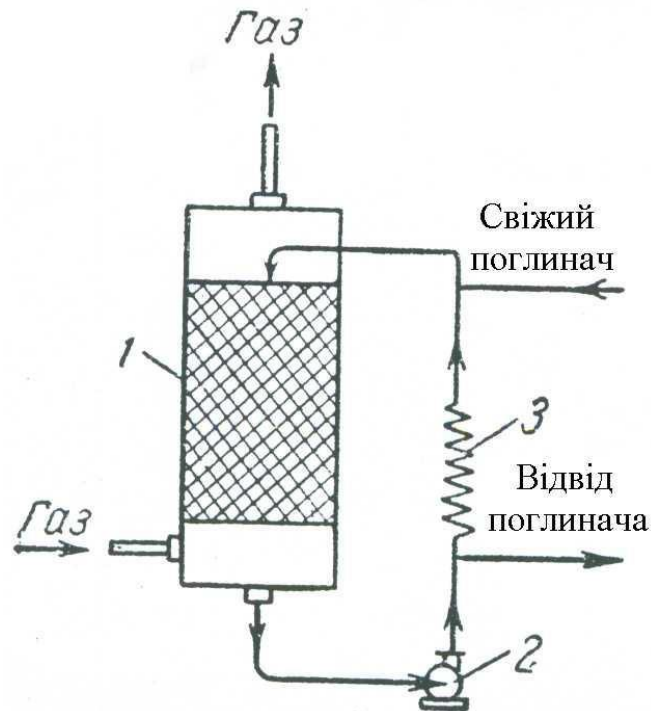


Рис. 12. Схема абсорбційної установки з рециркуляцією поглинача 1 – абсорбер; 2 – насос; 3 – холодильник

Схема з послідовним сполученням абсорберів (рис. 13)

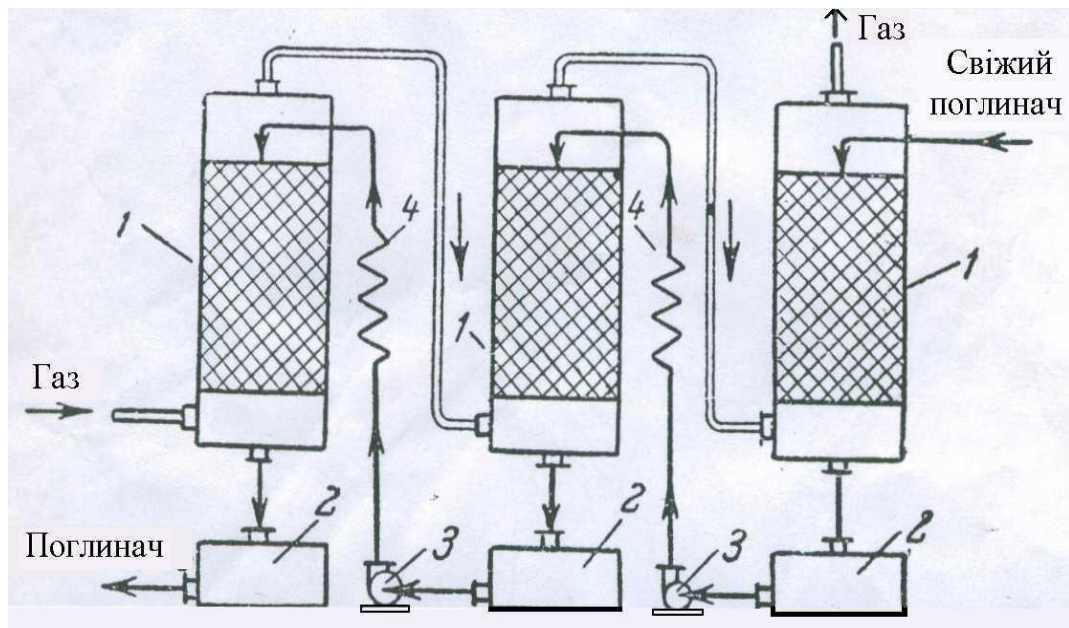


Рис. 13. Схема абсорбційної установки з послідовним сполученням абсорберів 1 – абсорбер; 2 – збірник; 3 – насос; 4 – холодильник.

В наведеній схемі абсорбери сполучені одним з одним протитечно; передача рідини з одного абсорбера в другий проводиться насосами. Тепло відводиться в холодильниках, встановлених на рідинних лініях між абсорберрами (проміжне охолодження). Абсорбція, яка проводиться по такій схемі, відповідає поглинанню газу в одному абсорбері, висота якого більша висоти кожного абсорбера в скільки разів, скільки абсорберів з'єднано послідовно.

Ректифікація. Загальні відомості.

Для розділення суміші рідин, як правило застосовують перегонку. Розділення шляхом перегонки засноване на різній температурі кипіння окремих речовин, які входять в склад суміші. Так, якщо суміш складається з двох компонентів, то при випарюванні компонент з більш низькою температурою кипіння (низькокиплячий компонент, скорочено НК) переходить в пару, а компонент з більш високою температурою кипіння (висококиплячий компонент, скорочено ВК) залишається в рідкому стані. Одержані пари конденсуються, утворюючи так званий дистилат; не випарена рідина, називається залишком. Таким чином в результаті перегонки НК переходить в дистилат, а ВК - в залишок.

Описаний процес, який називається простою перегонкою, не дає однак можливості провести повне розділення компонентів суміші і одержати їх в чистому вигляді. Обидва компоненти є леткими і тому вони обидва переходять в пари, хоча і в різній мірі. Тому утворені при перегонці пари не представляють собою чистого НК. Оскільки він, внаслідок більшої леткості, випарюється в більшій мірі, ніж ВК, то пари збагачені НК у порівнянні з вмістом його у вихідній суміші. Таким чином в дистилаті вміст НК вищий, ніж у вихідній суміші, а в залишку, навпаки, вміст НК нижчий, ніж у вихідній суміші. В цьому і полягає основна відмінність перегонки від випарювання. При випарюванні один з компонентів (розчинена речовина) нелеткий, і в пари переходить тільки леткий компонент (розчинник).

Для досягнення найбільш повного розділення компонентів застосовують більш складний вид перегонки – ректифікацію.

Ректифікація полягає в розділенні рідкої суміші на компоненти шляхом протитечійної взаємодії потоків пари і рідини. Цей процес включає переходи речовини з рідкої фази в парову і з парової в рідку. Представимо собі апарат, в якому знизу вгору рухається пара, а зверху (назустріч парі) подається рідина, яка представляє собою майже чистий низькокиплячий компонент. При стиканні парів, що піднімаються, зі стікаючою рідиною відбувається часткова конденсація пари і часткове випарювання рідини. При цьому з парів конденсується переважно висококиплячий компонент (ВК), а з рідини випаровується переважно НК. Таким чином стікаюча рідина збагачується ВК, а піднімаюча пара збагачується низькокиплячим компонентом, в результаті чого пара, яка виходить з апарату представляє собою майже чистий НК. Ця пара поступає в конденсатор (дефлегматор), де і конденсується. Частина конденсату повертається на зрошення апарату і називається флегмою, а друга частина – відводиться в якості дистилату.

Процес перегонки був відомий ще в давнину. Він одержав значний розвиток в середні віки, коли навчилися одержувати етиловий спирт з продуктів бродіння крохмалю і цукровмісних матеріалів.

В даний час перегонка і ректифікація широко розповсюджені в хімічній технології і застосовуються для одержання різноманітних продуктів в чистому вигляді, а також для розділення газових сумішей після їх зрідження (розділення повітря на кисень і азот, розділення вуглеводневих газів і ін.). Однак при розділенні чутливих до підвищених температур речовин, при витязі цінних продуктів або шкідливих домішок з сильно розбавлених розчинів, розділення сумішей близькокиплячих компонентів у ряді випадків може бути більш доцільнішим застосування екстракції.

Схеми ректифікаційних установок.

Ректифікацію можна проводити періодичним або безперервним способом.

Ректифікація подвійних сумішей періодичним способом.

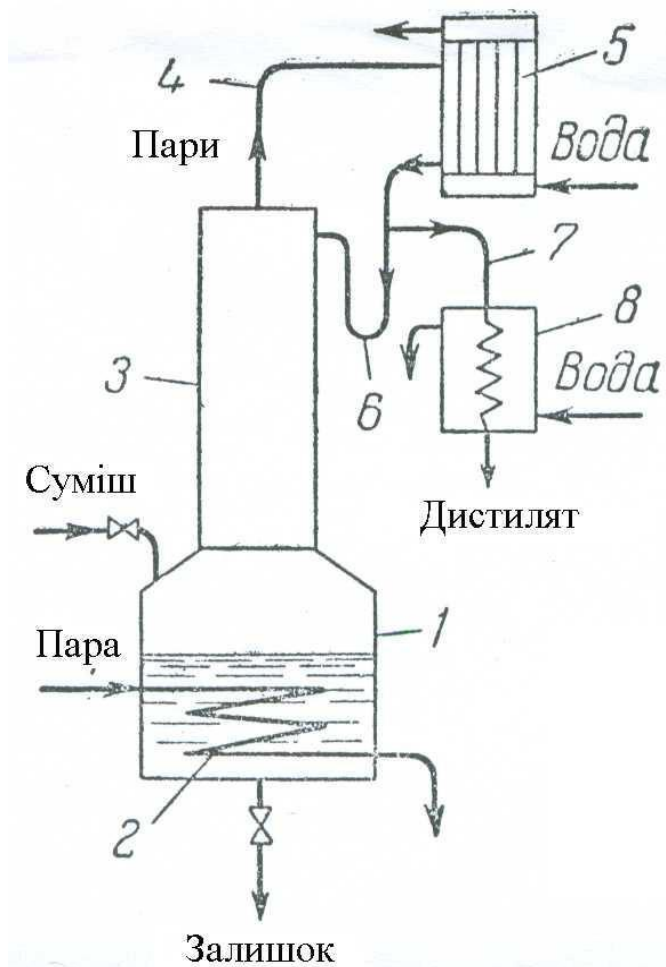


Рис. 14 Схема ректифікаційної установки періодичної дії.

1 – куб; 2 – змійовик; 3 – колона; 4 – труба для відводу парів з колони; 5 – дефлегматор; 6 – труба для повернення флегми; 7 – труба для відбору дистиляту; 8 – холодильник.

При періодичній ректифікації (рис. 14) суміш завантажують в куб 1 і нагрівають парою, яка проходить через змійовик 2. Після того як суміш у кубі закипить, пара, що утворюється, поступає в колону 3, звідки по трубі 4 направляється в дефлегматор 5, де конденсується. Частина конденсату (флегма) по трубі 6 стікає назад в колону, друга частина (дистилят) по трубі 7 поступає в холодильник 8 і звідти відводиться в прийомник дистиляту.

При такому процесі в колоні відбувається укріплення парів, а в кубі – вичерпування суміші. Вичерпування продовжується на протязі деякого часу; коли досягається необхідний склад суміші, операція закінчується і залишок відводиться з куба.

Ректифікація подвійних сумішей безперервним способом.

При безперервній ректифікації (рис. 15) вихідна рідка суміш ділиться на дві частини: частину збагачену НК (дистилят), і частину збіднену НК (залишок). Безперервна ректифікація проводиться в апаратах (ректифікаційних колонах), які складаються з двох ступенів.

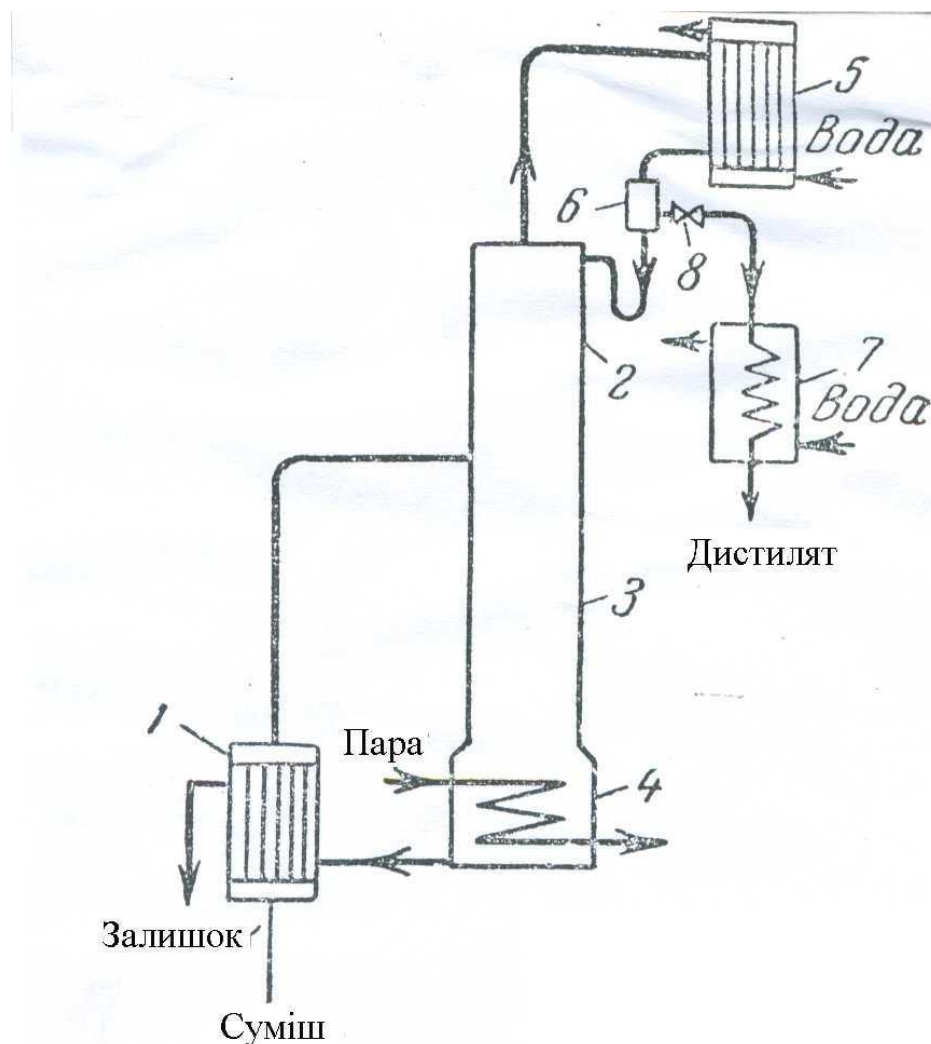


Рис. 15. Схема ректифікаційної установки безперервної дії.

1 – теплообмінник; 2 – закріплююча колона; 3 – вичерпна колона; 4 – кип'ятильник; 5 – дефлегматор; 6 – розподільчий стакан; 7 – холодильник; 8 – вентиль, який регулює відбір дистиляту.

Вихідна суміш вводиться у верхню частину нижньої ступені (вичерпна колона 3). Тут вихідна рідка суміш взаємодіє протічійно з паром, початковий склад якої аналогічний складу залишку; в результаті відбувається вичерпування суміші, тобто витяг з неї НК і збагачення її ВК.

У верхній частині (закріплююча колона 2), пара, яка поступає з нижньої ступені, взаємодіє протічійно з рідиною, початковий склад якої аналогічний складу дистиляту; в результаті відбувається закріплення пари, тобто збагачення її НК.

При безперервній ректифікації суміш подається в середню частину колони, через теплообмінник 1, який обігривається залишком або паром. У верхній частині колони 2 розміщеної вище точки вводу суміші, відбувається укріплення парів. У нижній частині колони 3, розміщеної нижче точки вводу суміші, відбувається вичерпування рідини. З вичерпної колони рідина стікає у кип'ятильник (куб) 4, який обігривається паром. В кип'ятильнику утворюється пара, яка піднімається вгору по колоні; залишок відводиться з куба. Пара, яка виходить з закріплюючої частини колони, поступає в дефлегматор 5, звідки флегма повертається в колону, а дистилят направляється в холодильник 7.

Переваги безперервної ректифікації в порівнянні з періодичною:

1. Умови роботи установки не змінюються в ході процесу, що дозволяє встановити точний режим, спрощує обслуговування і полегшує автоматизацію процесу.

2. Відсутні простоти між операціями, що приводить до підвищення продуктивності установки.
3. Витрати тепла менші, причому можливе використання тепла залишку на підігрів вихідної суміші в теплообміннику.

Будова ректифікаційних апаратів.

Для ректифікації застосовують майже виключно апарати колонного типу – насадочні і барботажні ректифікаційні колони. По будові вони не відрізняються від абсорберів аналогічного типу.

Насадочні ректифікаційні колони. В таких колонах зазвичай застосовується кільцева насадка. Найбільш поширені кільця розміром 25x25x3 мм. Відмічені раніше недоліки насадочних абсорберів несуттєві при ректифікації, так як в цьому процесі не потрібно відводити тепло, а кількість зрошувальної рідини, як правило, достатньо велика. В закріплювальній колоні кількість рідини менша кількості парів, що піднімаються, на кількість дистилляту, що відводиться, у вичерпній ж колоні кількість рідини більша ніж в закріплюючій, на кількість суміші, що вводиться.

Нерівномірний розподіл рідини по перерізу колони може привести до недостатньо чіткого розділення компонентів, особливо при великому діаметрі колони. Низький гідравлічний тиск насадочних колон має значення тільки при ректифікації у вакуумі.

Насадочні ректифікаційні колони застосовують головним чином невеликого діаметра (приблизно до 1 м), а також при ректифікації у вакуумі і для розділення хімічно агресивних речовин.

Барботажні ректифікаційні колони застосовуються з ковпачковими, сігчастими і провальними тарілками. Значний опір барботажних колон при ректифікації зазвичай не грає ролі (крім процесу ректифікації у вакуумі), так як визиває тільки деяке підвищення тиску і, отже, температури кипіння в нижній частині колони і не зв'язане з додатковою витратою енергії.

Барботажні колони є найбільш поширеними ректифікаційними апаратами дякуючи можливості розділення в них компонентів з любым ступенем чіткості. Частіше всього застосовують колони з ковпачковими тарілками. Колони з сігчастими і провальними тарілками застосовуються при розділенні незабруднених рідин в установках працюючих з постійним навантаженням.

Теплообмінні пристрої ректифікаційних колон (куби і дефлегматори). Куб періодично діючої колони як правило виконують у вигляді верти-кального або горизонтального котла зі змійовиком для обігріву. Ємність куба повинна бути розрахована на кількість всієї суміші, що переганяється за одну операцію.

В колонах безперервної дії куб служить тільки для випарювання частини стікаючої вниз рідини і є, таким чином, кип'ятильником. По будові такі кип'ятильники подібні до кип'ятильників випарних апаратів. При невеликих поверхнях теплообміну застосовують кип'ятильники з обігрівом при допомозі змійовика, або у вигляді горизонтальної трубочатки, що пронизує нижню частину колони, причому грюча пара пропускається по трубах. При великих поверхнях теплообміну застосовують виносні куби з природною циркуляцією теплоносія, аналогічні по будові випарним апаратам з виносним кип'ятильником. Дефлегматори виконуються як правило у вигляді вертикальних, або горизонтальних кожухотрубних теплообмінників.

Висновки

1. В промисловості абсорбція з подальшою десорбцією широко використовується для виділення з газових сумішей цінних компонентів (наприклад, для добування з коксового газу аміаку, бензолу і ін.), для очистки технологічних і горючих газів від шкідливих домішок (наприклад, при очистці їх від сірководню), для санітарної очистки газів (наприклад, відхідних газів від сірчистого ангідриду, хлору, хлороводню) і т.п.
2. В даний час перегонка і ректифікація широко розповсюджені в хімічній технології і застосовуються для одержання різноманітних продуктів в чистому вигляді, а також для розділення газових сумішей після їх зрідження (розділення повітря на кисень і азот, розділення вуглеводневих газів і ін.). Однак при розділенні чутливих до підвищених температур речовин, при витязі цінних продуктів або шкідливих домішок з сильно розбавлених розчинів, розділення сумішей близько киплячих компонентів у ряді випадків може бути більш доцільнішим застосування екстракції.

Література

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Химия, 1973.
2. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. Химия, 1968.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Химия, 1969.
4. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Химия, 1969.
5. Чернобыльский И.И., Бондарь А.Г., Гаевский Б.А. и др. Машины и аппараты химических производств. Химия, 1962.
6. Кафаров В.В. Основы массопередачи. Высшая школа, 1972.
7. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Химия, 1971.
8. Серпионова Е.Н. Промышленная адсорбция газов и паров. Высшая школа, 1969.

Питання

1. Які є способи вираження складу фаз?
2. Покажіть графічно рівновагу між фазами.
3. Наведіть рівняння масопередачі.
4. Напишіть рівняння середньологарифмічної рушійної сили масообміну.
5. В чому полягає графічне визначення числа одиниць переносу?
6. Опишіть будову основних типів абсорберів.
7. Які є типи насадок?
8. Який принцип дії ковпачкових тарілок?
9. Які є схеми абсорбційних установок?
10. Які є схеми ректифікаційних установок?
11. Опишіть будову основних ректифікаційних апаратів.