

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
“УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ”

Методичні вказівки
до вивчення курсу
процесів та апаратів хімічної технології.
Розділ «Перегонка рідин та ректифікація»
для студентів III–IV курсів усіх спеціальностей
та форм навчання

Затверджено на засіданні кафедри
процесів та апаратів хімічної
технології.
Протокол № 9 від 17.06.13.

Методичні вказівки до вивчення курсу процесів та апаратів хімічної технології. Розділ «Перегонка рідин та ректифікація» для студентів II–IV курсів усіх спеціальностей та форм навчання / Укл.: Т.П. Єльцова, Т.В. Гриднева, П.В. Рябік. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2014. – 52 с.

Укладачі: Т.П. Єльцова
Т.В. Гриднева
П.В. Рябік, канд. техн. наук

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

Навчальне видання

Методичні вказівки до вивчення курсу процесів та апаратів хімічної технології. Розділ «Перегонка рідин та ректифікація» для студентів III–IV курсів усіх спеціальностей та форм навчання

Укладачі: ЄЛЬЦОВА Тетяна Петрівна
ГРИДНЄВА Тетяна Василівна
РЯБІК Павло Васильович

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

Підписано до друку 21.10.14. Друк різнограф. Формат 60 x 84 1/16. Папір ксерокс. Облік.-вид. арк. 2,47. Умовн.-друк. арк. 2,52. Тираж 100 прим. Зам. № 38. Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

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

Видавничо-поліграфічний комплекс Інком центру

1. ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

У процесах хімічної технології багато процесів складається з компонентів з необмеженою та обмеженою взаємною розчинністю, а також взаємно нерозчинних.

Одним із найбільш розповсюджених методів розділення рідких сумішей, які складаються з двох або більшого числа компонентів, є перегонка.

В широкому сенсі перегонка – це процес, який включає часткове випарування суміші, яка розділяється, та подальшу конденсацію утворюваної пари. В результаті конденсації пари отримують рідину, склад якої відрізняється від складу похідної суміші.

Компоненти рідких сумішей, за деяким винятком, мають при однаковому зовнішньому тиску різні температури кипіння, а при однаковій температурі вони киплять при різному зовнішньому тиску. Очевидно, найбільш низькою температурою кипіння (низькокиплячий легколеткий компонент).

При випаруванні рідкої суміші, концентрація низькокиплячого компонента в утворюваній парі більша, ніж в рідкій фазі. Рідина, одержана в результаті конденсації пари, називається дистилятом, а рідина, багата висококиплячим компонентом, називається залишком.

Ступінь збагачення парової фази низькокиплячим компонентом залежить від виду перегонки. Існує два види перегонки:

- проста перегонка (дистиляція) в різних варіантах;
- ректифікація.

Проста перегонка – це процес одноразового випарування рідкої суміші і конденсації утворюваної пари, але великого ступеня розділу цим способом досягти неможливо.

Для розділення суміші на індивідуальні компоненти проводять багаторазове чергування процесів випарування і конденсації, використовуючи при цьому кожного разу теплоту конденсації пари для випарування відповідної кількості рідини. Цей процес називається ректифікацією.

2. ОСНОВИ ПАРОРІДИННОЇ РІВНОВАГИ

У самому загальному випадку умова рівноваги може бути визначена правилом фаз Гіббса: сума числа фаз та числа ступенів свободи дорівнює сумі числа незалежних компонентів та числа зовнішніх факторів, які

впливають на стан рівноваги. Для системи, яка складається з двох компонентів, не взаємодіючих між собою, при наявності двох фаз – рідкої і парової.

Число ступенів свободи складає:

$$c + \phi = k + 2 \quad (1)$$

де

ϕ – число фаз, дорівнює 2;

k – число компонентів, дорівнює 2;

c – число ступенів свободи.

$$c = k - \phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$$

Отже з трьох незалежних параметрів, що повністю визначають стан системи – температури t , тиски P і концентрації однієї з фаз можна довільно вибрати дві будь-які, при цьому стан рівноваги не порушиться.

2.1. Класифікація бінарних сумішей

Якщо внаслідок теплового руху молекул із рідини в пару за одиницю часу перейде стільки ж молекул, скільки перейде із пари у рідину, то між рідиною та парою над нею досягається фазова рівновага.

Якщо сили значення між молекулами обох компонентів такі ж як і між молекулами кожного з компонентів, то такі суміші звуться ідеальними, які підлягають закону Рауля.

Якщо сили зчеплення між молекулами компонентів менші, ніж між молекулами кожного з компонентів, то такі суміші мають позитивне відхилення від закону Рауля.

Якщо сили зчеплення між молекулами компонентів більші, ніж між молекулами кожного з компонентів, то такі суміші мають негативне відхилення від закону Рауля.

Рідини, що утворюють суміші із значним відхиленням від закону Рауля – неідеальні розчини.

2.2. Суміші рідин з необмеженою взаємною розчинністю

Ідеальні суміші

Пружність – це тиск насиченої пари компонента над поверхнею чистої рідини. Її величина визначається температурою, загальним тиском і природою рідини. Якщо рідина буде сумішшю, то тиск пари компонента над поверхнею цієї суміші буде відрізнятися від її пружності.

Для ідеальних розчинів він буде визначатися законами Рауля і Дальтона.

Згідно з законом Рауля, парціальний тиск кожного компонента над сумішшю пропорційний його мольній в рідині.

Для бінарної суміші математичний запис закону Рауля має вигляд:

$$P_a = P_a^* \cdot x_a, \quad P_b = P_b^* \cdot x_b = P_b^* \cdot (1 - x_a) \quad (2)$$

де

P_a, P_b — парціальний тиск компонента над рідиною;

P_a^*, P_b^* — пружність компонентів;

x_a, x_b — мольна частка компонентів у рідині.

Одночасно, згідно з законом Дальтона, загальний тиск пари над розчином Π дорівнює сумі парціальних тисків його компонентів:

$$\Pi = P_a + P_b = P_a^* \cdot x_a + P_b^* \cdot (1 - x_a) \quad (3)$$

Із останньої залежності, що при відомому загальному тиску Π і температури системи можна однозначно визначити склад рідини:

$$x_a = \frac{\Pi - P_b^*}{P_a^* - P_b^*} \quad (4)$$

де x_a — мольна частка низькокиплячого компонента в рідкій суміші.

Із рівнянь (1, 2), які виражають закони Рауля та Дальтона, видно, що при постійній температурі парціальний тиск компонентів, а також загальний тиск парів над сумішшю знаходиться в лінійній залежності від мольної частки x_a низькокиплячого компонента. Останні два рівняння називаються рівняннями ізотерми рідкої фази ідеальної двокомпонентної суміші.

x_a — мольна частка низькокиплячого компонента.

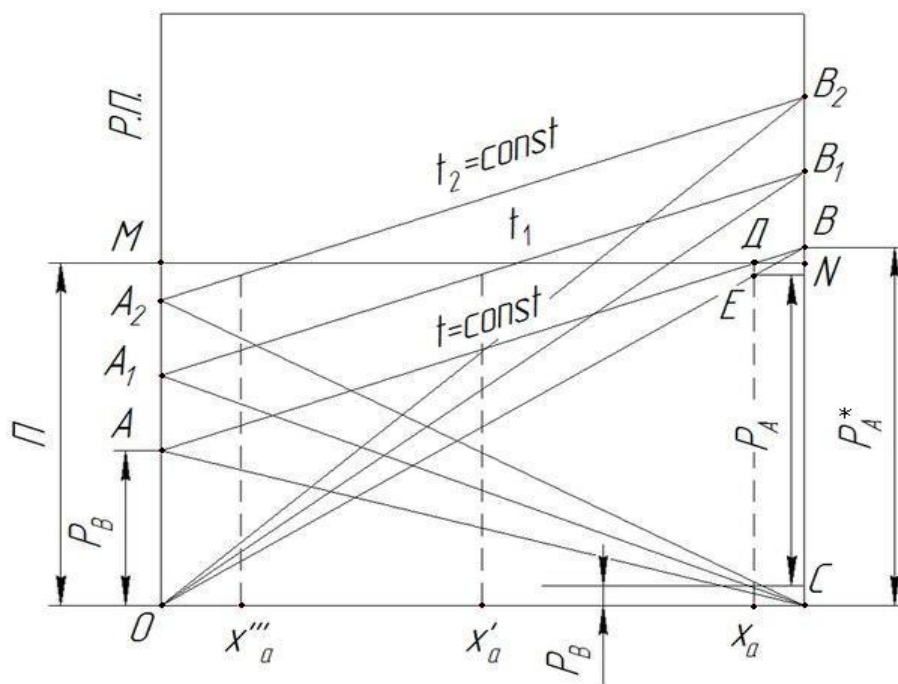


Рис. 1. Ізотерми парціальних тисків компонентів та загального тиску для ідеальних розчинів

Температура кипіння суміші складу (x_a) є функція тиску пари. Для того, що її визначити, будують за значеннями тиску насичених парів чистих компонентів ізотерми АВ, A_1B_1 , A_2B_2 , які виражають загальний тиск парів при температурах t , t_1 , t_2 . Лінії парціальних тисків P_A , P_B отримують, з'єднуючи прямими точки А, A_1 , A_2 з точкою С і точки В, B_1 , B_2 з точкою О.

Далі проводять горизонтальну пряму MN, відповідну зовнішньому тиску. З точкою Д, перетину прямої MN з ізотермою $t=\text{const}$, опускають вертикаль и отримують абсцису x_a . При цій температурі загальний тиск пари дорівнює зовнішньому тиску і, як наслідок, суміш складу x_a кипить при температурі t . Аналогічно можна визначити температуру кипіння суміші складу x_a'' та x_a' .

Парціальний тиск P_A низькокиплячого компонента над сумішшю при температурі кипіння t виражається вертикальним відрізком, отриманим при проведенні вертикалі з точки, відповідної суміші складу x_a до перетину з прямою парціальних тисків у точці Е. Мольна частка компонента А в парах y_a рівноважного з киплячою рідиною складу x_a , визначається співвідношенням P_A/P . Це впливає із закону Дальтона: парціальний тиск даного компонента пропорційний його мольній частці в парі:

$$P_A = P \cdot y_a \quad (5)$$

Якщо система знаходиться в рівновазі, то парціальний тиск кожного компонента, виражений через парову і різку фази:

$$P \cdot y_a = P_a^* \cdot x_a \text{ або } P \cdot (1 - y_a) = P_B \cdot (1 - x_a)$$

Звідки визначаємо склад парової фази, яка знаходиться в рівновазі з рідиною:

$$y_a = \frac{P_a^* \cdot x_a}{P} \quad (6)$$

Отримані для різних температур t рівноважні склади рідкої (x) і парової (y) фаз при загальному тиску P можуть бути зображені в системі координат $t - x, y$ (рис. 2).

По осі абсцис відкладені концентрації компонентів у рідині (x) і пари (y) по низькокиплячому компоненту, відповідаючи різним температурам t . У результаті отримують дві криві, які мають дві спільні точки А($x=y=1$), яка відповідає температурі кипіння низькокиплячого компонента t_a і В ($x=y=0$), що відповідає температурі висококиплячого компонента t_b .

Крива AA_1A_2B – це залежність між температурою і складом рідкої фази і називається кривою кипіння.

Крива AB_1B_2B – це залежність між температурою та складом парової фази і називається кривою конденсації пари.

При тиску P рівноважні рідка і парова фази мають однакову температуру і на ізобарних температурних кривих рівноважні склади фаз при температурі t_1 визначаються точками A_1 і B_1 перетину відповідної горизонталі з кривими кипіння і конденсації.

Точки, що лежать на кривій AA_1A_2B відповідають рідкій фазі, яка знаходиться при температурі кипіння. Будь-яка точка F характеризує рідку суміш, температура якої не досягла температури кипіння рідини складу x_1 . Область нижче кривої AA_1A_2B характеризує систему, яка складається тільки з рідкої фази.

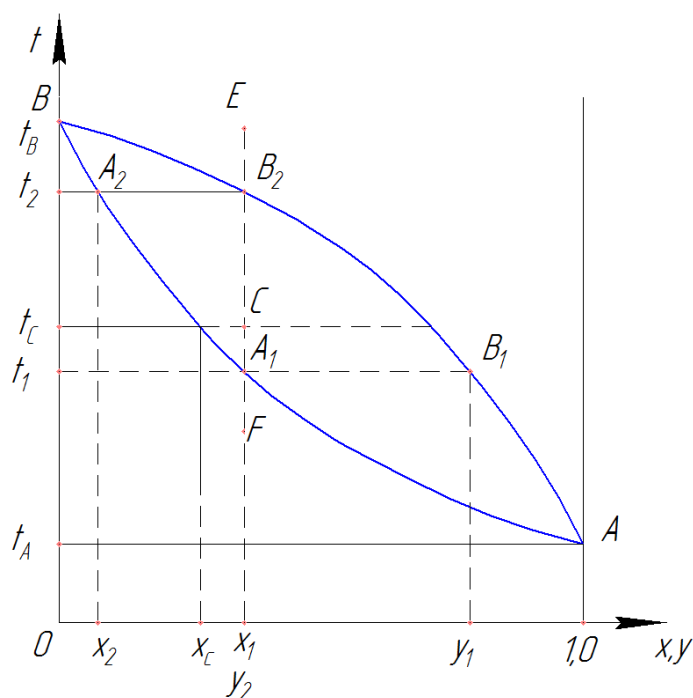


Рис. 2. Ізобарні температурні криві

Кожна точка, яка лежить вище кривої AB_1B_2B , наприклад, точка E , характеризує систему, температура якої вище температури початку конденсації парів складу y_2 , тобто в точці E є перегрітою і система складається тільки з парової фази. Область діаграми вище кривої AB_1B_2B характеризує системи, які складаються тільки з перегрітої парової фази.

Точки, що знаходяться між ізобарними кривими, наприклад, точка C , характеризує систему, температура якої t_c вище температури кипіння рідини даного складу x_1 . t_1 нижче температури конденсації парів того ж складу t_2 .

Ізобарні криві використовуються для визначення температурного режиму перегонки, а також для знаходження рівноважних складів парової і рідкої фаз. Склад суміші може визначатися як в мольних, так і в масових концентраціях.

Для знаходження рівноважних складів парової і рідкої фаз, на осі абсцис відкладають склад рідкої суміші x_1 і з цієї точки проводять вертикаль до перетину з лінією кипіння; далі знаходять температуру t_1 і проводять горизонталь до перетину з лінією конденсації (коноду A_1B_1). Абсциса точки B_1 виражає склад рівноважної пари y_1 .

На фазовій діаграмі $y - x$ (рис. 3) нанесена лінія рівноваги, яка виражає залежність між рівноважними складами (по низькокиплячому компоненту рідкої і парової фаз).

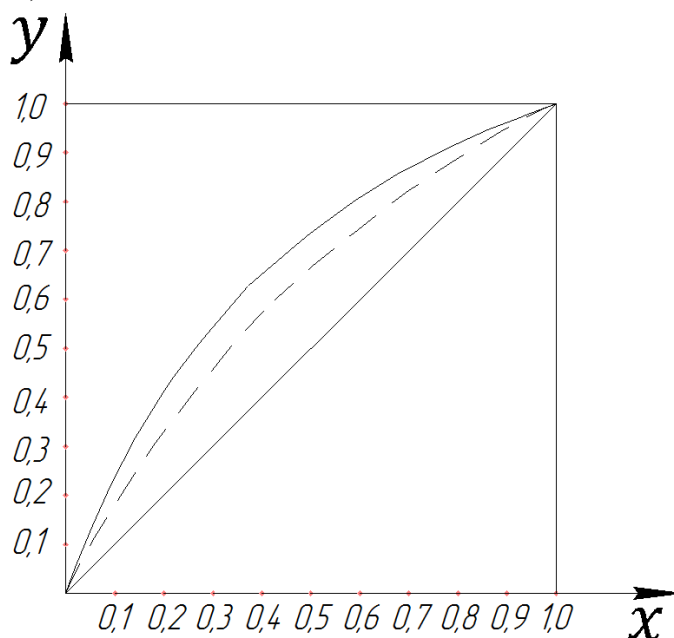


Рис. 3. Діаграма рівноваги пара – рідина

Для ідеальних розчинів рівняння лінії рівноваги $Y_a^* = f(x)$ можна вивести аналітичним шляхом на основі законів Рауля і Дальтона.

$$P_A = P_a^* \cdot x_a, \quad \Pi = P_a + P_b = P_a^* \cdot x_a + P_b^* \cdot (1 - x_a)$$

$$x_a = \frac{\Pi - P_b^*}{P_a^* - P_b^*}$$

при рівновазі: $P_a^* \cdot x_a = \Pi \cdot y_a$,

де Π – загальний тиск;

P_a^*, P_b^* – тиск насиченої пари при різних температурах;

P_a, P_b – парціальний тиск компонентів;

x_a – мольна або масова частка легкокиплячого компонента в рідині;

y_a^* – мольна або масова частка легкокиплячого компонента в парі.

$$y_a^* = \frac{P_A}{P} = \frac{P_a^* \cdot x_a}{P_a^* \cdot x_a + P_b^* \cdot (1 - x_a)} = \frac{\frac{P_a^*}{P_b^*} \cdot x_a}{\frac{P_a^*}{P_b^*} \cdot x_a + \frac{P_b^*}{P_b^*} \cdot (1 - x_a)} = \frac{\alpha \cdot x_a}{1 + (\alpha - 1) \cdot x_a} \quad (7)$$

$\alpha = \frac{P_a^*}{P_b^*}$ – відносна легкість компонентів суміші, яка дорівнює співвідношенню пружності (P^*) парів компонентів при однакових зовнішньому тиску і температурі.

Таким чином, знаючи α , можна розрахувати і побудувати криву рівноваги для ідеальних сумішей.

Випуклість кривої рівноваги відносно діагоналі квадрата в загальному випадку залежить від тиску і співвідношення теплоти випаровування компонентів суміші r_A/r_B . При $r_A/r_B < 1$ при збільшенні тиску крива рівноваги стає менш випуклою, тобто наближається до діагоналі квадрата (пунктирна лінія на рис. 3).

Чим ближче лінія рівноваги до діагоналі, тим менша різниця складів пари і рідини, і тим важче розділяється суміш.

Взаємне положення кривих на фазових діаграмах $t-x,y$ і $y-x$ визначається першим законом Коновалова: пара збагачується тим компонентом, при додаванні якого до рідини підвищується тиск пари над нею або знижується її температура кипіння.

Дійсно, при одній і тій же температурі (рис. 2) вміст низькокиплячого компонента в парах (точка В) більше його вмісту в рівноважній з парою рідині (точка А), тобто пара збагачується низькокиплячим компонентом.

Реальні суміші в більшій чи меншій мірі відхиляються від ідеальних. Суміші хімічно схожих речовин далекі від ідеальних, наприклад, бензол – толуол практично можуть розглядатися як ідеальні

Неідеальні суміші не характеризуються законом Рауля. Відхилення від закону Рауля пов'язані зі зміною активності молекул в розчині, обумовленою хімічною взаємодією між ними, дисоціацією, сольватацією (у водних розчинах) та інше. Ступень відхилення властивостей реального розчину від властивостей ідеального розчину визначається величиною коефіцієнта активності γ , який дорівнює відношенню активності компонентів розчину до його концентрації. На відміну від ідеального розчину, для якого $\gamma_a = \gamma_b = 1$, парціальні тиски компонентів А і В неідеальної бінарної суміші складають:

$$P_A = P_a^* \cdot x_a \cdot \gamma_a, P_B = P_b^* \cdot x_b \cdot \gamma_b = P_b^* \cdot (1 - x_a) \cdot \gamma_b \quad (8)$$

Відхилення від закону Рауля можуть бути позитивними і негативними.

Для сумішей з позитивним відхиленням від закону Рауля $\gamma > 1$, лінії загального тиску над сумішшю проходять вище прямої для ідеального розчину (рис. 4).

Зміни парціальних тисків компонентів зображуються випуклими кривими.

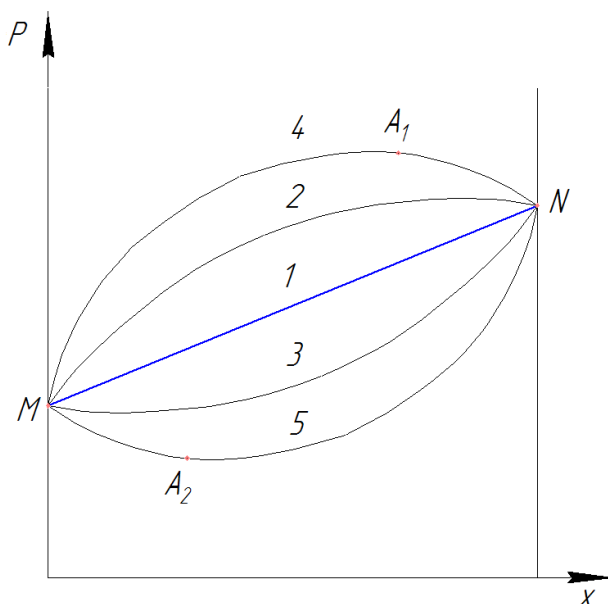


Рис. 4. Діаграма $P - x$ для сумішей, які відхиляються від ідеальних

Криві повного тиску:

- 1 – для ідеальних сумішей;
- 2 – для суміші з додатковим відхиленням;
- 3 – для суміші з від'ємним відхиленням;
- 4 – для суміші з максимум повного тиску;
- 5 – для суміші з мінімум повного тиску.

Для сумішей з негативним відхиленням від закону Рауля $\gamma < 1$ тиски парціальних компонентів являють собою увігнуті криві (рис. 5).

Для неідеальних сумішей крива рівноваги може бути розрахована лише за відомими коефіцієнтами активності, визначення яких ускладнене. Тому діаграми $y - x$ для усіх розчинів будуть на основі експериментальних даних.

Якщо відхилення від закону Рауля невеликі, то на діаграмі $P - x$ ізотерми парціального і загального тисків зображуються не прямими, а кривими лініями. Характер діаграм $t-x, y$ і $y-x$ залишається таким же, як для ідеальних сумішей.

Для деяких сумішей відхилення від закону Рауля настільки великі, що призводять до якісно нових властивостей сумішей. При деякому складі подібні суміші мають постійну температуру кипіння. Властивості таких сумішей характеризуються другим законом Коновалова, який служить для

установлення їх складу: максимуму кривій загального тиску пари відповідає мінімум температури кипіння, а мінімум кривій загального тиску пари відповідає максимум температури кипіння (рис. 6). Такі суміші називаються азеотропними сумішами і мають такі властивості:

- азеотропна суміш має мінімальну або максимальну температуру кипіння порівняно з сумішами цих компонентів іншого складу;
- випаровування азеотропної суміші, як і чистих речовин, проходить при постійній температурі;
- азеотропні суміші випаровуються без зміни складу.

Наявність азеотропної точки M (рис. 5) вказує на те, що при даному тиску суміш не може бути розділена на складаючі її компоненти, способом, який розглядається. Це можливо лише шляхом зміни тиску при перегонці, або другими спеціальними методами.

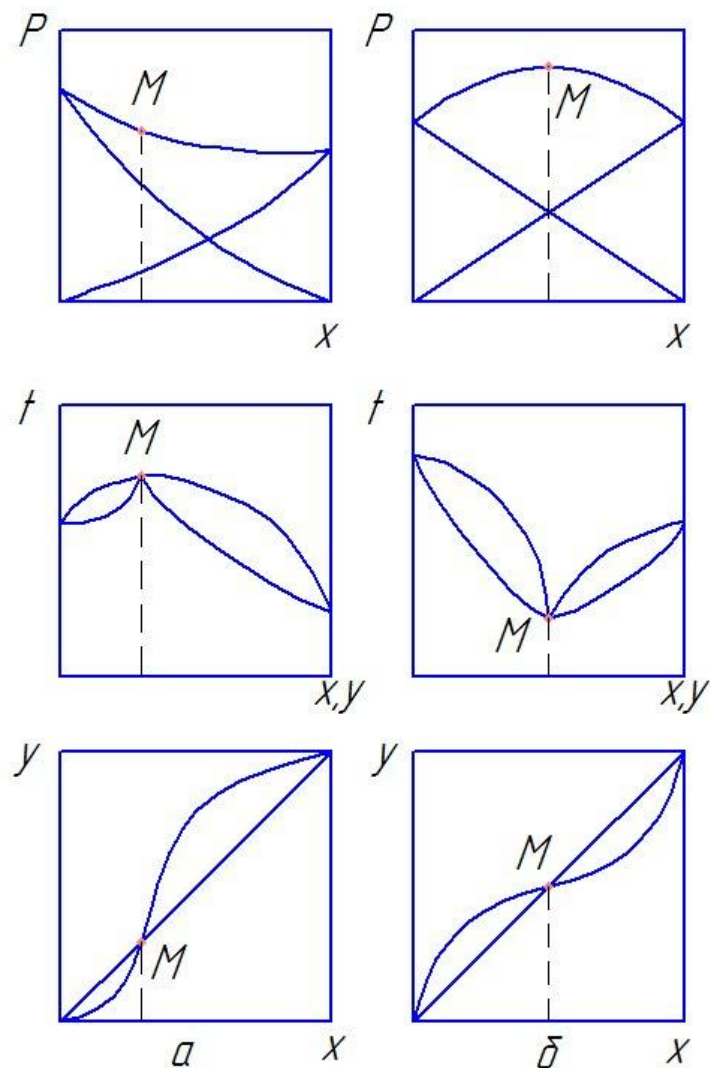


Рис 5. Фазові діаграми азеотропних сумішей:

- а – максимум температури кипіння;
- б – мінімум температури кипіння

3. ПРОСТА ПЕРЕГОНКА

Проста перегонка може бути використана в тому випадку, коли температури кипіння компонентів значно відрізняються, а також не потрібно високої чистоти отриманих фракцій. Крім того, проста перегонка використовується для відділення от рідини нелетких домішок, а також для грубого розділення рідких сумішей, наприклад, нафти або кам'яновугільної смоли.

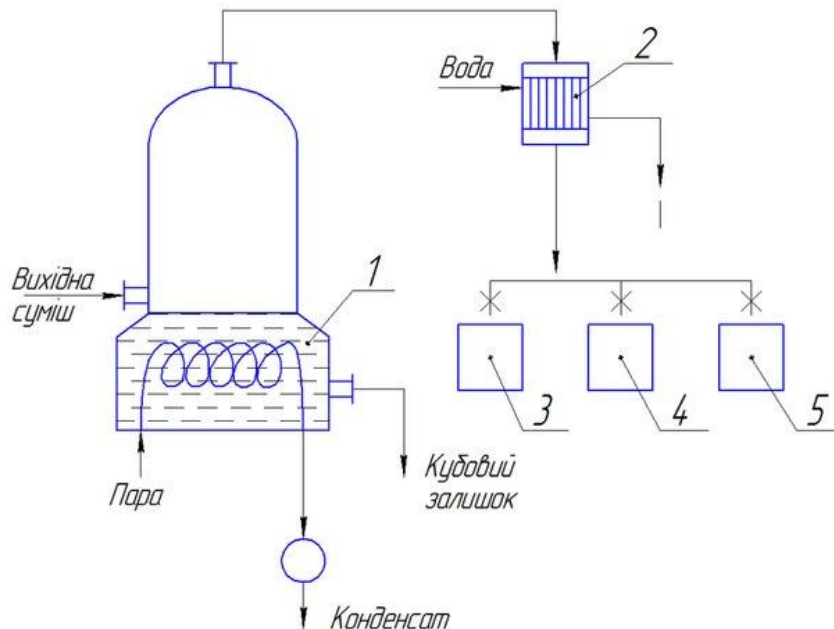


Рис. 6. Установка для простої перегонки:

1 – перегінний куб; 2 – конденсатор; 3, 4, 5 – приймальні ємності

Проста перегонка проводиться на установці (рис. 6), яка складається з перегінного куба 1, підігрівача, поверхневого конденсатора 2 і приймачів 3, 4, 5. Вихідну суміш завантажують в куб 1, який обігрівается паром або іншим теплоносієм у залежності від потрібної температури. Вихідна суміш у кубі кипить, пари надходять в охолоджувальний водою конденсатор 2. Дистилат з конденсатора надходить у приймачі 3, 4, 5. Таким чином, процес протікає при безперервному википанні вихідної рідкої суміші і може здійснюватись періодично або безперервно.

Просту перегонку проводять при атмосферному тиску або під вакуумом. При зниженні тиску знижується температура кипіння розчинів. Цю властивість дуже часто використовують при розділенні сумішей нестійких сполук, які легко розкладаються, проводячи процес перегонки при зниженому тиску. В цьому випадку для обігріву куба використовується пара більш низьких параметрів. Для створення вакууму у перегінному апараті до приймачів дистилату через спеціальні уловлювачі, підключають вакуум-насос.

У періодичному процесі на початку перегонки одержаний дистилят переважно складається з легкокиплячого компонента і збирається в приймач 3. Поступово кількість легкокиплячого компонента в кубі зменшується, в наслідок чого, склад дистиляту по легкокиплячому компоненту також збіднюється. В зв'язку з цим відбирають кілька фракцій дистиляту, який має різний склад. Тому фракції збираються окремо в приймачі 4 і 5. По закінченні процесу перегонки в кубі залишається кубовий залишок, який видаляється з апарата. Спосіб перегонки з розділенням суміші на кілька фракцій, в різному ступені збагачених легким компонентом, називають фракційною перегонкою.

Для запису матеріального балансу простої перегонки приймаємо:

w – загальна кількість початкової рідкої суміші;

x – мольна частка легколеткого компонента в кубі;

y – склад пари над рідиною в долях легколеткого компонента, у будь-який час.

Хай за нескінченно малий проміжок часу dt випаровується dw молей суміші, концентрація зменшилась на dx .

В кубі залишається $w - dw$ моль рідини складу $x - dx$. Тоді в кубі апарата буде знаходитись $(w - dw)(x - dx)$ моль легколеткого компонента, в той час як у вигляді пари буде виділено $dw \cdot y$ моль компонента.

В такому випадку матеріальний баланс по низькокиплячому компоненту за проміжок часу, який розглядається, виразиться рівнянням:

$$wx = (w - dw)(x - dx) + dwy \quad (9)$$

Розкриваючи дужки і нехтуючи добутком $dw \cdot dx$, як нескінченно малою величиною другого порядку, після розділення змінних одержимо:

$$\frac{dw}{w} = \frac{dx}{y - x}$$

Проінтегрувавши це диференціальне рівняння в межах від початкового стану системи. Якщо в перегінному кубі залишиться рідини w_1 , а состав її буде x_1 , то це рівняння можна проінтегрувати в межах від $w_1 x_1$ до $w x$:

$$\int_{w_1}^w \frac{dw}{w} = \int_{x_1}^x \frac{dx}{y^* - x} \ln \frac{w}{w_1} = \int_{x_1}^x \frac{dx}{y^* - x} \quad (10)$$

Для одержання чисельних значень за цим рівнянням необхідно вдатися до графічного інтегрування, тому що математичний зв'язок між y і x невідомий.

Для графічного інтегрування будемо залежність в координатах $\frac{1}{y^* - x} - x$ (рис. 7).

Для ряду значень x в межах від x_1 і x знаходять з діаграми y – x рівноважні їм значення y^* і по розміру площі під кривою, обмеженою абсцисами x_1 і x , визначають величину шуканого інтегралу, з урахуванням масштабів діаграми. Розрахунок можна вести як у масових, так і у молярних величинах.

$$\int_{x_1}^x \frac{dx}{y^* - x} = \ln \frac{w}{w_1} \quad (11)$$

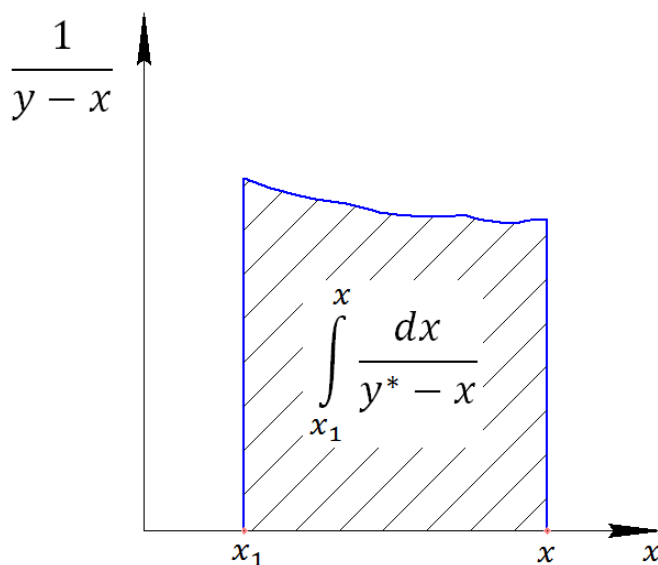


Рис. 7. До розрахунку простої перегонки

З рівняння 11 знаходимо кількість залишку. Кількість отриманого дистиляту $w - w_1$ складу x_p . Рівняння матеріального балансу по легколеткому компоненту:

$$w_x = w_1 \cdot x_1 + (w - w_1)x_p$$

Тоді:

$$x_p = \frac{w_x - w_1 \cdot x_1}{w - w_1} \quad (12)$$

Середня концентрація дистиляту $(x_p)_{cp}$ при безперервній перегонці визначається за рівнянням:

$$(x_p)_{cp} = \frac{F \cdot x_f - w \cdot x_w}{F - w} \quad (13)$$

де F – кількість завантаженої суміші в куб;

x_f – склад суміші;

w – кількість кубового залишку;

x_w – склад цієї суміші;

$P = F - w$ – кількість перегнаної рідини;

$(x_p)_{cp}$ – середній склад дистиляту.

3.1. Проста перегонка з дефлегмацією

Для більшого збагачення дистилату низькокиплячим компонентом удаються до послідовного використання процесів простої перегонки і часткової конденсації пари, яка утворюється, повертаючи конденсат в перегінний куб (рис. 9) конденсат, який повертається, називається флегмою.

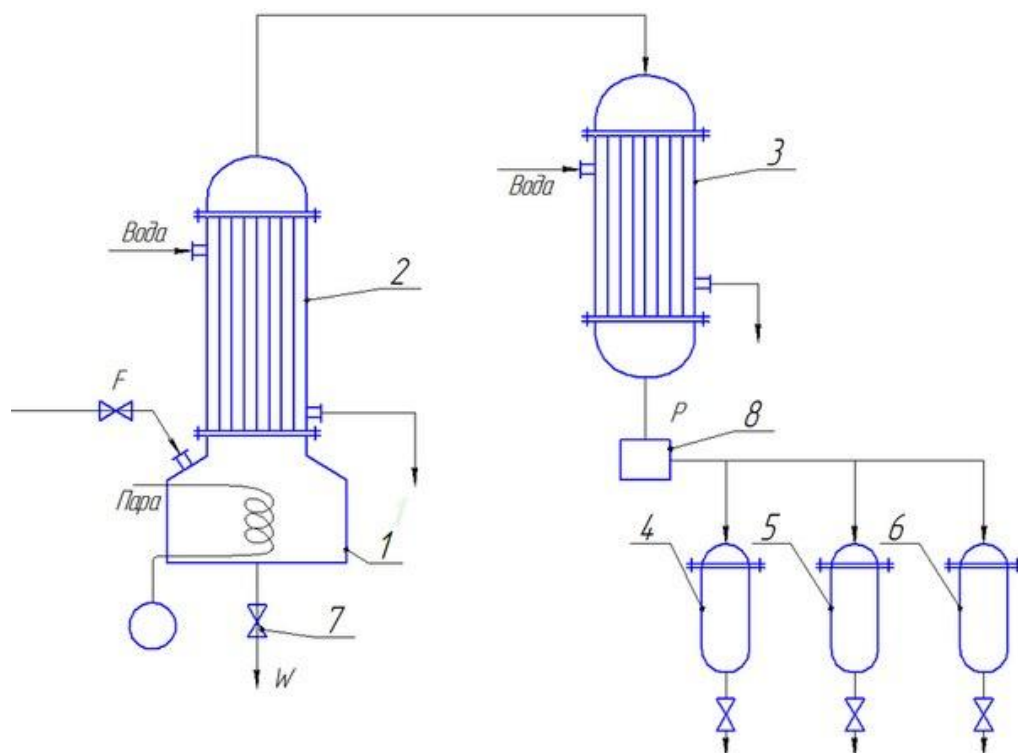


Рис. 8. Схема установки для простої перегонки з дефлегмацією:

1 – перегінний куб; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор; 4-6 – збірники; 7 – штуцер для видалення залишку; 8 – оглядовий ліхтар

Вихідну суміш завантажують у куб 1, на якому міститься дефлегматор 2. Він являє собою холодильник з водяним охолодженням у міжтрубному просторі.

Регулюючи витрату охолоджувальної води, можна змінювати кількість пари, яка сконденсується в дефлегматорі, та повертається назад в куб. У дефлегматорі проводиться лише часткова конденсація парів. У дефлегматор сконденсується переважно пара висококиплячого компонента, яка вертається в куб, а низькокиплячим компонентом виходить з дефлегматора в пароподібному стані, надходячи в конденсатор і далі в приймальні ємності. Склад пари в, яка виходить з дефлегматора, відрізняється від складу пари, яка входить у дефлегматор. Вона має більш високий вміст легколеткого компонента.

Рівняння Релея $\int_{w_1}^w \frac{dw}{w} = \int_{x_1}^x \frac{dx}{y^*-x}$ справедливе і для простої перегонки з дефлегмацією, при одній лише різниці, що склад пари y^* рівноважний за складом рідини x , повинен бути замінений на склад пари y , яка виходить з дефлегматора.

$$\ln \frac{F}{w} = \int_{x_w}^{x_f} \frac{dx}{y - x} \quad (14)$$

Склад y визначається з матеріального балансу дефлегматора (рис. 9).

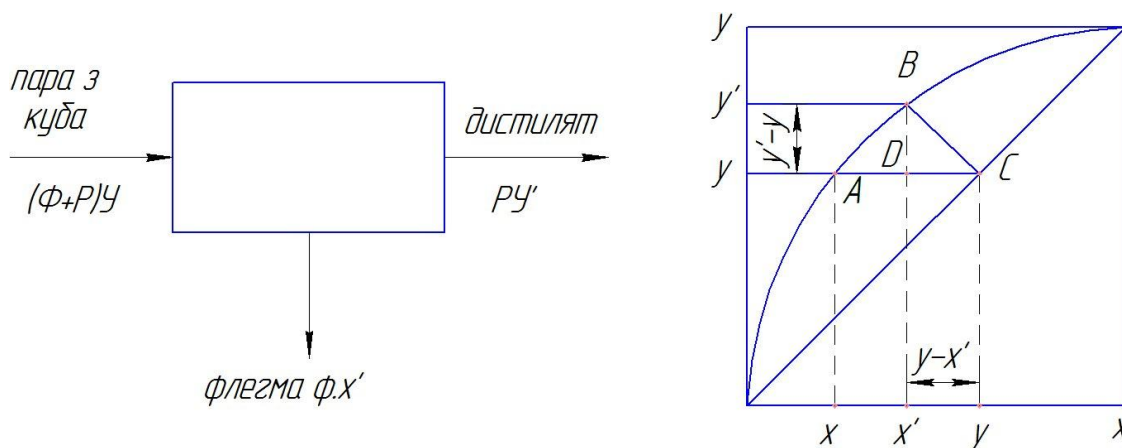


Рис. 9. До розрахунку перегонки з дефлегмацією

Нехай кількість флегми ϕ , а її склад x' , кількість пари дистилляту P зі складом y' . Кількість пари, що надходить з перегінного апарату в дефлегматор буде $(\phi + P)$ і склад цієї пари y . Тоді матеріальний баланс виразиться таким рівнянням:

$$(\phi + P) \cdot y = P \cdot y' + \phi \cdot x' \quad (15)$$

Поділивши обидві частини на P , одержимо:

$$\left(\frac{\phi}{P} + 1\right) \cdot y = y' + \frac{\phi}{P} \cdot x' \quad (16)$$

де $\frac{\phi}{P} = R$, тоді $(R + 1) \cdot y = y' + R \cdot x'$

$$R = \frac{y' - y}{y - x'} - \text{флегмове число} \quad (17)$$

Якщо нанести процес на діаграму рівноваги (рис. 9), то точка відповідає стану пари перед дефлегматором, а точка В – стану пари після дефлегматора. Проведемо через точку А горизонтальну лінію АС до перетину з діагоналлю, точку С з'єднаємо з точкою В, а з точки В проведемо

вертикальну лінію BD до перетину з лінією AC. Довжина відрізка BD дорівнює $y' - y$, а довжина відрізка DC дорівнює $y - x'$. Таким чином:

$$\tan \alpha = \frac{y' - y}{y - x'} = R \quad (18)$$

Для побудови точки B потрібно з точки A провести горизонтальну лінію до перетину з діагоналлю, а через одержану на діагоналі точку провести пряму під кутом до абсцис, тангенс якого дорівнює R. Точка перетину цієї прямої з лінією рівноваги і буде шуканою точкою B, ордината якої дорівнює складу пари після дефлегматора y . Виконуючи подібне побудування для різних x в межах інтегрування (від x_f до x_w) розраховують $\frac{1}{y' - x}$ для цих значень, після чого графічно визначають інтеграл у правій частині рівняння 14.

3.2. Перегонка в потоці носія

Органічні речовини з високою температурою кипіння часто неможливо відділити одну від одної або очистити від нелетких домішок за допомогою високотемпературної перегонки або ректифікації під атмосферним тиском, тому, що вони можуть осмолюватись під дією високих температур. Для їх розділення використовують перегонку при зниженому тиску або перегонку в потоці носія, найчастіше з водяною парою.

Застосування пониженого тиску при перегонці з водяною парою дає можливість зменшити температуру кипіння більше, ніж це можливо у випадку використання кожного з цих факторів окремо. Однак дистиляцією з водяною парою можна використовувати головним чином лише в випадках малої розчинності дистиляту в воді, а також коли компоненти суміші мають дуже малу леткість.

У промисловості перегонка з водяною парою застосовується при переборці і очищенні жирних кислот, органічних напівпродуктів, ефірних масел, смол і т.п. Використовують її також для десорбції і дезодорації, для розділення азеотропних сумішей, тому що присутність водяної пари змінює концентрацію азеотропних.

Суть процесу, що розглядається, полягає в безпосередньому введенні перегрітої або насиченої водяної пари в рідку суміш, яка переганяється, через барботер у куб, що обігрівается глухою парою через сорочку (рис. 10). Пара утворюючись при випаровуванні суміші направляють у конденсатор-холодильник 2. Конденсат, який утворився, надходить у сепаратор 3, де нерозчинні одна в одній рідині розшаровуються.

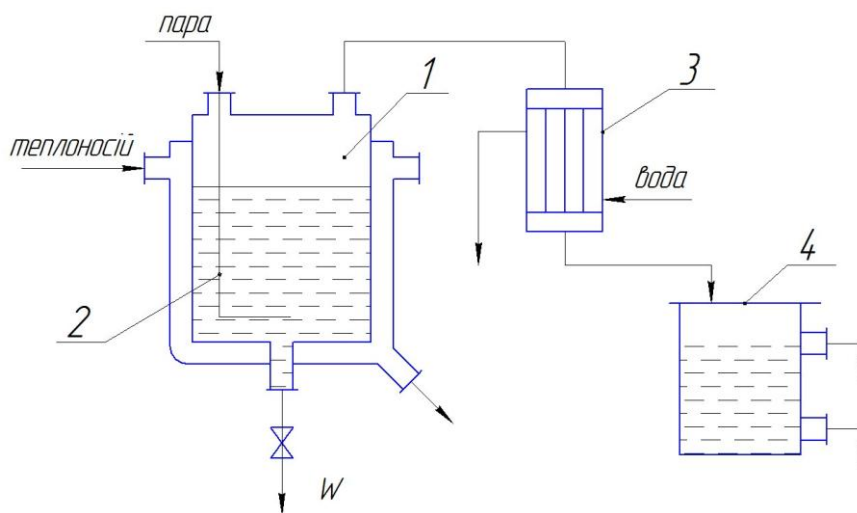


Рис. 10. Схема для установки для перегонки з водяною парою:
 1 – куб з паровою сорочкою; 2 – барботер для гострої пари;
 3 – конденсатор-холодильник; 4 – сепаратор

Температуру перегонки з водяною парою можна визначити, користуючись графіком залежності тиску парів чистих компонентів від температури (рис. 11).

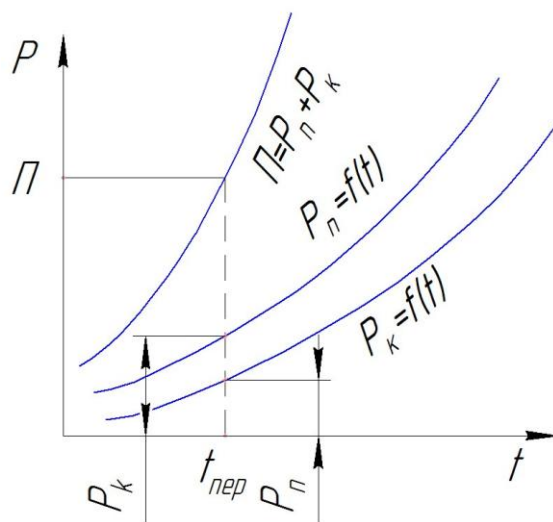


Рис. 11. До визначення температури перегонки з водяною парою:
 P_n – парціальний тиск водяної пари; P_k – парціальний тиск компонента

Суттєвим недоліком процесу дистиляції в потоці водяної пари є значна витрата тепла, значно більша, ніж у випадку простої дистиляції деяке обводнення (часто недопустиме) і витрата дистиляту внаслідок його часткової розчинності у воді, невживаність для відгонки речовини, що легко гідролізується.

Ефект зниження нормального тиску пари леткого компонента над рідиною може бути досягнуто шляхом заміни водяної пари будь-яким інертним газом, наприклад: азот двоокис вуглецю та інші.

4. РЕКТИФІКАЦІЯ

Для одержання продуктів будь-якої бажаної концентрації компонентів і високими виходами служить процес ректифікації. Ректифікація є процес розділення гомогенних рідких сумішей на практично чисті компоненти шляхом багаторазового двостороннього масообміну між паром і рідиною, які не знаходяться у рівновазі і рухаються проти течії.

Ректифікаційна колона являє собою вертикальний циліндр, заповнений всередині спеціальними розподільними пристроями, які служать для найбільш повного контакту паровою і рідкою фазами. Суть процесу ректифікації розглянемо на прикладі безперервного розділення бінарної суміші (рис. 12).

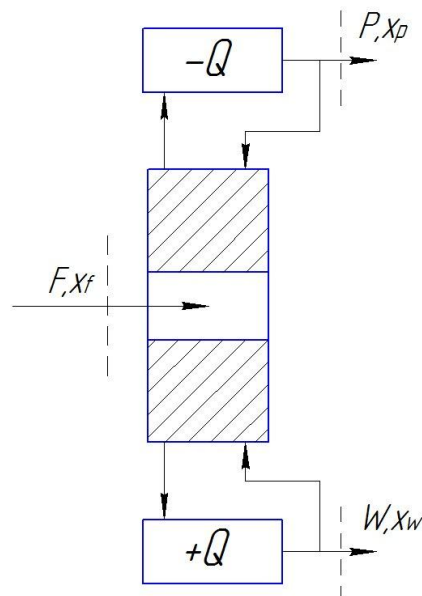


Рис. 12. До визначення процесів, які відбуваються на тарілках у ректифікаційній колоні

Вихідна суміш, що надходить у середню частину колони в кількості F кмоль/с з вмістом низькокиплячого компонента x_f у процесі ректифікації розділяється на два продукти: продукт верхньої частини колони збагачений низькокиплячим компонентом – дистилату у кількості P кмоль/с складу x_p , і продукт нижньої частини колони, збіднений низькокиплячим компонентом – кубовий залишок у кількості W кмоль/с складу x_w .

Точка вводу вихідної суміші в середню частину колони ділить всю колону на дві частини: нижню – вичерпну і верхню – закріпну. Знизу колони підіймається пара суміші, що розділяється, зверху по розподільних пристосуваннях стікає рідка фаза, яку називають флегмою. Пара, що підіймається, взаємодіє зі стікаючою рідиною, віддає їй висококиплячий компонент і отримує замість нього низькокиплячий.

Розглянемо процес, що відбувається у ректифікаційній колоні між двома сусідніми контактними пристроями (рис. 13).

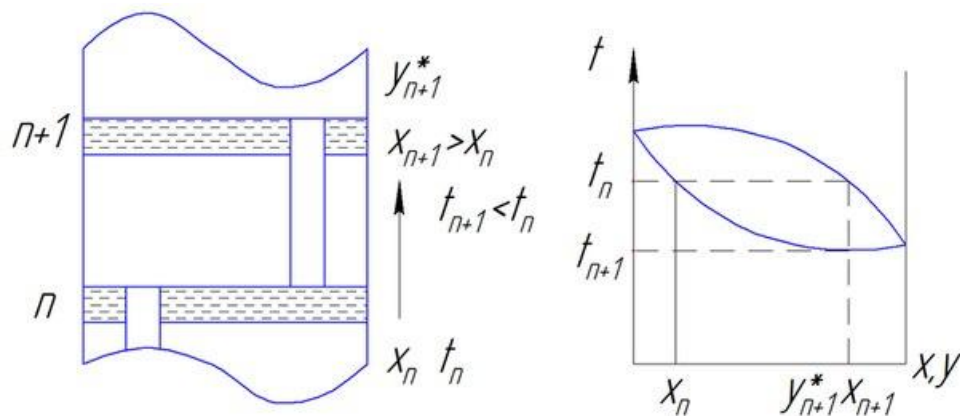


Рис. 13. Процес між двома сусідніми контактними пристроями

На кожній з тарілок рівень рідини зберігається за допомогою переливних трубок. Рідина складу x_n кипить на n -ій тарілці при температурі t_n . Утворена пара y_{n+1}^* , яка знаходиться у рівновазі з киплячою рідиною складу x_n надходить на вище лежачу $n+1$ тарілку, де вона віддає тепло і конденсується. Рідина на $n+1$ багата низькокиплячим компонентом $x_{n+1} > x_n$, то і температура кипіння $t_{n+1} < t_n$ (згідно з першим законом Коновалова). Отже, підвід тепла здійснюється тільки в нижній частині колони, а обігрів кожної вище лежачої тарілки здійснюється парами нижньої тарілки. І цей процес можна продемонструвати на діаграмі t - x , y .

При взаємодії фаз, між ними відбувається масо- і теплообмін, обумовлений прагненням системи до стану рівноваги. У результаті кожного контакту компоненти перерозподіляються між фазами, пара трішки збагачується низькокиплячим компонентом, а рідина – висококиплячим компонентом, є необхідними умовами проведення ректифікації.

Багаторазове контактування призводить до практично повного розділення вихідної суміші.

Таким чином, відсутність рівноваги, наявність різниці температур фаз при рухові фаз з певною відносною швидкістю і багаторазовим їх контактуванням.

Процеси ректифікації здійснюються періодично або безперервно, при різних тисках.

4.1. Схеми ректифікаційних установок

Безперервно діюча установка

Схема безперервно діючої ректифікаційної установки наведена на рис. 14.

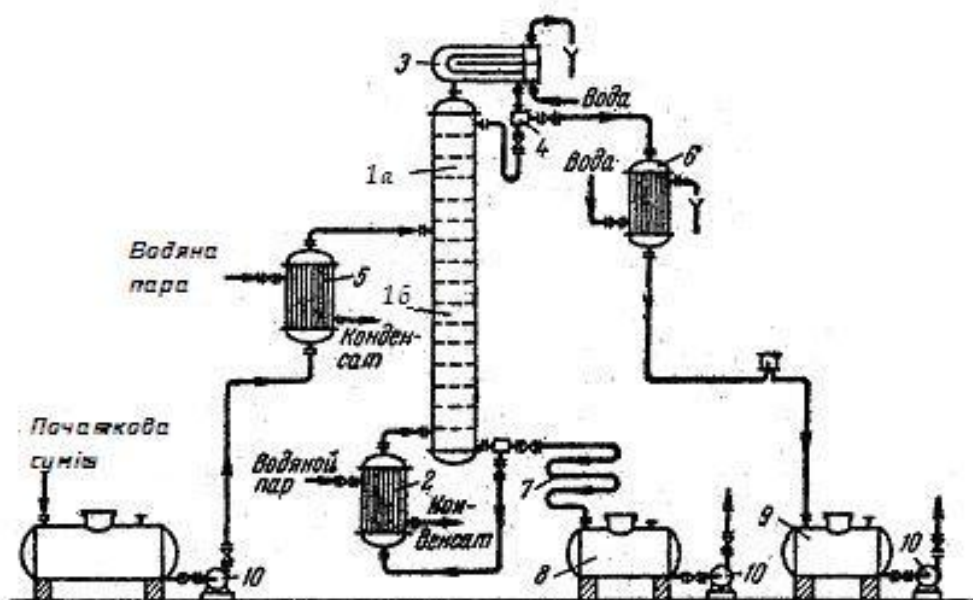


Рис. 14. Схема безперервно діючої ректифікаційної установки:
1 – ректифікаційна колона; 2 – кип'ятильник; 3 – дефлегматор;
4 – подільник; 5 – підігрівач; 6,7 – холодильники; 8,9 – збірники

Ректифікаційна колона 1 має циліндричний корпус, всередині якого вставлені контактні пристрої у вигляді тарілок або насадки. Знизу вверх по колоні рухається пара, що надходить у нижню частину апарата з кип'ятильника 2, який знаходиться поза колоною, тобто є виносним, або розміщується безпосередньо під колоною. За допомогою кип'ятильника утворюється вихідний потік пари.

Пара на виході з кип'ятильника збагачена висококиплячим компонентом, по мірі руху вверх все більше збагачується низькокиплячим компонентом і залишає верхню тарілку колони у вигляді майже чистого низькокиплячого компонента.

Пари конденсуються в дефлегматорі 3, який охолоджується водою, і одержана рідина розділяється у подільнику 4 на дистилят і флегму, яка направляється на верхню тарілку колони. За допомогою дефлегматора в колоні утворюється низхідний потік рідини.

Рідина, що надходить на зрошення колони (флегма), являє собою майже чистий низькокиплячий компонент. Однак, стікаючи по колоні і взаємодіючи з парою, рідина все більш збагачується висококиплячим компонентом, який конденсується з парою. Коли рідина досягає нижньої тарілки, вона стає практично висококиплячим компонентом і надходить у кип'ятильник, що обігрівається глухою парою або іншим теплоносієм.

На деякій відстані від верху колони до рідини з дефлегматора приєднується вихідна суміш, яка надходить на так звану живильну тарілку колони. Для того, щоб зменшити теплове навантаження кип'ятильника, вихідну суміш попередньо нагрівають у підігрівачі 5 до температури кипіння рідини на живильній тарілці.

Живильна тарілка ніби ділить колону на дві частини, які мають різні призначення. У верхній частині 1а (від живильної до верхньої тарілки) повинно бути забезпечено як можна більше укріплення парів, тобто збагачення їх низькокиплячим компонентом, для того, щоб у дефлегматор направлялась пара, близька за складом до чистого низькокиплячого компонента. Тому дана частина колони зветься укріплюючою. В нижній частині 1б (від живильної до нижньої тарілки) необхідно в максимальному ступені видалити з рідини низькокиплячий компонент, тобто вичерпати рідину для того, щоб в кип'ятильник стікала рідина, близька за складом до чистого висококиплячого компонента. Відповідно, ця частина колони називається вичерпною.

У дефлегматорі 3 можуть бути сконденсована або вся пара, яка надходить з колони, або тільки частина її відповідна кількості флегми, що повертається в колону. В першому випадку частина конденсату, залишена після відділення флегми, являє собою дистилят (ректифікат) або верхній продукт, який після охолодження у холодильнику 6 направляється в збірник дистиляту 9. В другому випадку не сконденсована у дефлегматорі пара одночасно сконденсується та охолоджується в холодильнику 6, який при такому варіанті роботи служить конденсатором-холодильником дистиляту.

Рідина, що входить з низу колони і близька за складом до висококиплячого компонента, також ділиться на дві частини. Одна частина направляється в холодильник, а друга – залишок (нижній продукт) після охолодження водою в холодильнику 7 направляється в збірник 8.

Періодично діючі установки

Схема ректифікаційної установки періодичної дії наведена на рис. 15.

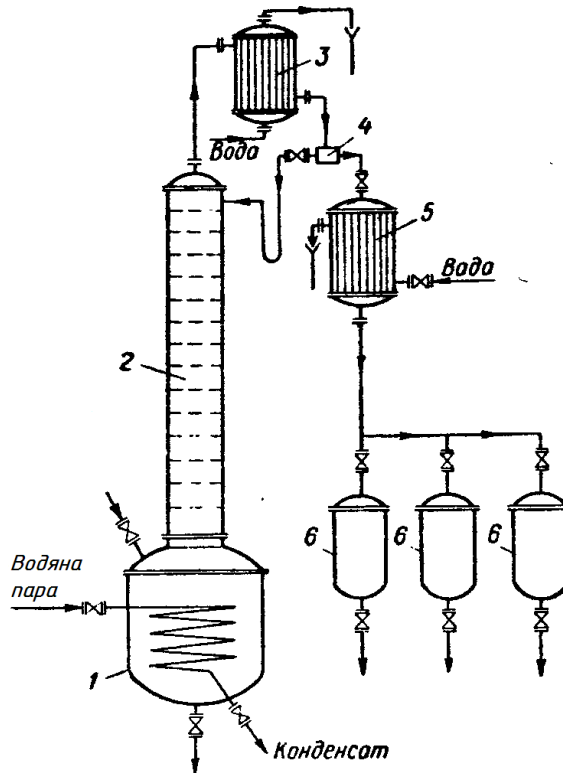


Рис. 15. Схема ректифікаційної установки періодичної дії:

1 – куб; 2 – ректифікаційна колона; 3 – дефлегматор; 4 – подільник флегми; 5 – холодильник; 6 – збірник дистиляту

Вихідну суміш завантажують у куб 1, забезпечений гріючим пристроєм. Суміш підігрівається до температури кипіння та її пара надходить під нижню тарілку ректифікаційної колони 2. Підіймаючись по колоні, пара збагачується низькокиплячим компонентом, котрим збіднюється стікаюча вниз флегма, що надходить з дефлегматора 3 на верхню тарілку колони. Пара з колони направляється в дефлегматор, де вона повністю або частково конденсується.

У випадку повної конденсації рідина розділяється за допомогою подільника 4 на флегму і дистилят. Кінцевий продукт охолоджують у холодильнику 5 і направляють в збірник 6.

Після того, як досягнуто заданого складу в кубі (про це судять по температурі кипіння рідини в ньому) залишок зливають, завантажують куб вихідною сумішшю та операцію повторюють.

Порівнюючи періодично діючу колону з ректифікаційною колоною безперервної дії, можна зазначити, що перша працює подібно верхній частині

безперервно діючої колони, як колона для укріплення пари, а куб відіграє роль вичерпної частини.

Переваги безперервної ректифікації порівняно з періодичною:

- умови роботи установки не змінюються в ході процесу, що дозволяє встановити точний режим, спрощує обслуговування і полегшує автоматизацію процесу;

- відсутні простой між операціями, що призводить до підвищення продуктивності установки;

- витрата тепла менша, але, можливе використання тепла залишку на підігрівання вихідної суміші в теплообміннику.

У виробництвах значного масштабу використовують головним чином безперервну ректифікацію. Періодичні процеси ректифікації знаходять використання лише в невеликих, нерівномірно працюючих виробництвах.

4.2. Вплив тиску на процес ректифікації

Вибір тиску в ректифікаційній колоні зумовлений головним чином необхідним температурним режимом. Тиск у колоні підвищується порівняно з атмосферним, коли необхідно підвищити температуру в колоні, або знижується шляхом створення вакууму, коли температура в колоні повинна бути знижена.

Шляхом підбору відповідно тиску в ректифікаційній колоні забезпечується такий температурний режим, при якому для конденсації парів ректифікату в якості охолоджуючих агентів можна використовувати дешеві і легкодоступні холодоагенти – воду й атмосферне повітря.

5. АНАЛІЗ РОБОТИ РЕКТИФІКАЦІЙНИХ КОЛОН

При аналізі роботи ректифікаційних колон, роблять такі припущення, які мало створюють дійсні умови протікання процесу, але значно спрощують розрахунок:

1. Теплота змішування компонентів дорівнює нулю, а суміш, яка розділяється, слідує правилу Трутона, згідно з яким співвідношення мольної теплоти випаровування або конденсації та абсолютної температури кипіння для всіх рідин є приблизно величиною постійною. Звідси випливає, що кожний моль пари, що сконденсується, випаровує 1 моль рідини, внаслідок чого кількість пари що підіймається по колоні, постійна в будь-якому її перерізі.

2. Вихідна суміш подається в колону підігрітою до температури кипіння на живлючій тарілці, а обігрів куба здійснюється глухою парою. В цих умовах кількість стікаючої рідини в нижній частині колони збільшується на кількість введеної суміші.

3. Склад пари, що виходить з верха колони, дорівнює складу рідини, яка надходить на верхню тарілку, тобто $y_p = x_p$.

4. Склад пари, що підіймається з кип'ятильника в колону, дорівнює складу рідини, яка стікає в кип'ятильник з нижньої частини колони, тобто

$$y_w = x_w.$$

Найбільш розповсюдженим методом розрахунку ректифікаційних колон є метод за допомогою діаграми рівноваги. Метод засновано на побудові в діаграмі рівноваги робочих ліній колони, рівняння яких пов'язують між собою склади пари і рідини в будь-якому перерізі колони між її тарілками, склад дистилату, склад залишку і флегмове число. Рівняння робочих ліній засновано на розгляді матеріального балансу ректифікаційної колони.

5.1. Матеріальний баланс колони безперервної ректифікації

При сталому режимі роботи колони маси усіх потоків залишаються незмінними (рис. 16).

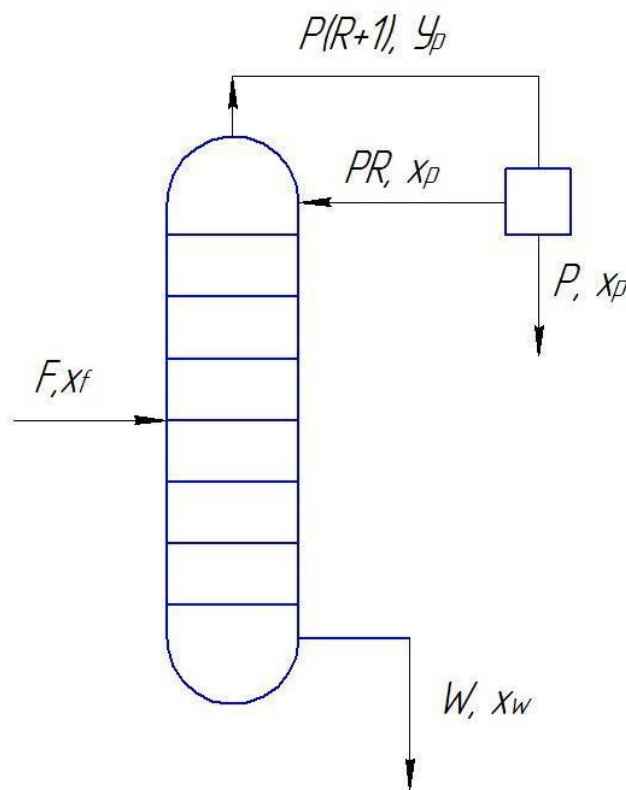


Рис. 16. До розрахунку матеріального балансу колони

Нехай у колону надходить F кмоль/с початкової суміші з концентрацією низькокиплячого компонента x_f (мол. частка). Внизу із колони виводиться w кмоль/с залишку складу x_n . Зверху із колони виводиться $P(R + 1)$ кмоль/с пари, утворюючої після конденсації флегму PR і дистилат P кмоль/с. Склад її дорівнюється до низькокиплячого компонента x_p (мол. частка).

Матеріальний баланс буде мати вигляд:

$$\begin{aligned} F + RP &= P(R + 1) + w \\ F &= P + w \end{aligned} \quad (19)$$

для низькокиплячого компонента.

$$F \cdot x_f = P \cdot x_p + w x_w.$$

Відносна витрата живлення

$$F = f = \frac{F}{P} = \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w}, \quad (20)$$

5.2. Рівняння робочої лінії верха колони

Розглянемо два елементи n та $n+1$, при відсутності втрат $P=1$ флегми буде R тоді:

$$G_y = G_x + P = R + 1.$$

Якщо склад пари, який надходить до елемента $n+1$ буде y_{n+1} , а склад рідини на n елементі x_n , тоді:

$$G_y \cdot y_{n+1} = R \cdot x_{n+1} \cdot x_p, \quad G_y = R + 1;$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_p}{R+1}. \quad (21)$$

5.3. Рівняння робочої лінії низу колони

Матеріальний баланс для нижнього елемента вичерпної колони виражається рівнянням:

$$G_x = G_y + w;$$

$$G_x \cdot x_n = G_y \cdot y_{n+1} + w x_w;$$

$$G_x = F + R;$$

$$F+R x_n = (R+1) \cdot y_{n+1} + W x_w = (R+1) y_{n+1} + (F-1) x_w;$$

$$G_y = R+1;$$

$$W = F-1;$$

$$x_n = \frac{R+1}{F+R} \cdot y_{n+1} + \frac{F-1}{F+R} \cdot x_w. \quad (22)$$

Користуючись кривою рівноваги і рівнянням ліній робочих концентрацій, можна графічно визначити число ступенів зміни концентрацій (теоретичних тарілок) необхідне для розділення суміші в заданих межах концентрацій.

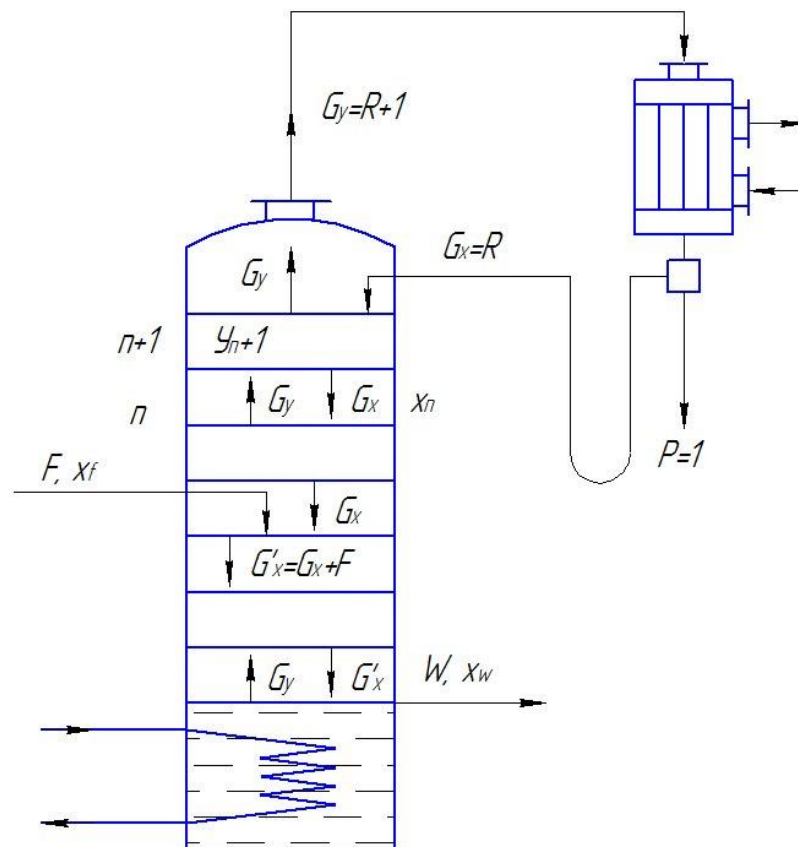


Рис. 17. До виводу рівняння робочих ліній

Побудова ліній робочих концентрацій на діаграмі у–х.

Накреслимо в координатах у–х криву рівноваги $y = f(x)$, причому масштаб на обох осях однаковий. Нанесемо на діаграму діагональ, рівняння якої буде $y = x$, що означає, що для будь-якої точки, лежачої на діагоналі,

склад пари дорівнює складу рідини (рис. 18). Для нанесення робочих ліній числові значення x_f, x_n, x_p , а також флегмового числа R , вважаємо відомими.

Враховуючи прийняті допущення про рівність складу пари та рідини на кінцях колони, із точки x_p проводять вертикаль до перехрещення з діагоналлю діаграми в точці a з координатами $x_p = y_p$.

Рівняння робочої лінії можна записати:

$$y = Ax + B \quad (23)$$

$$\text{де } B = \frac{x_p}{R + 1}, \text{ а } A = \frac{R}{R + 1}.$$

Відкладаючи на осі ординат відрізок B , з'єднують прямою кінець відрізка B з точкою a і наносимо робочу лінію верха колони. Із точки x_f , що відповідає складу початкової суміші, проводять вертикаль до перехрещення з робочою лінією верха колони точка b .

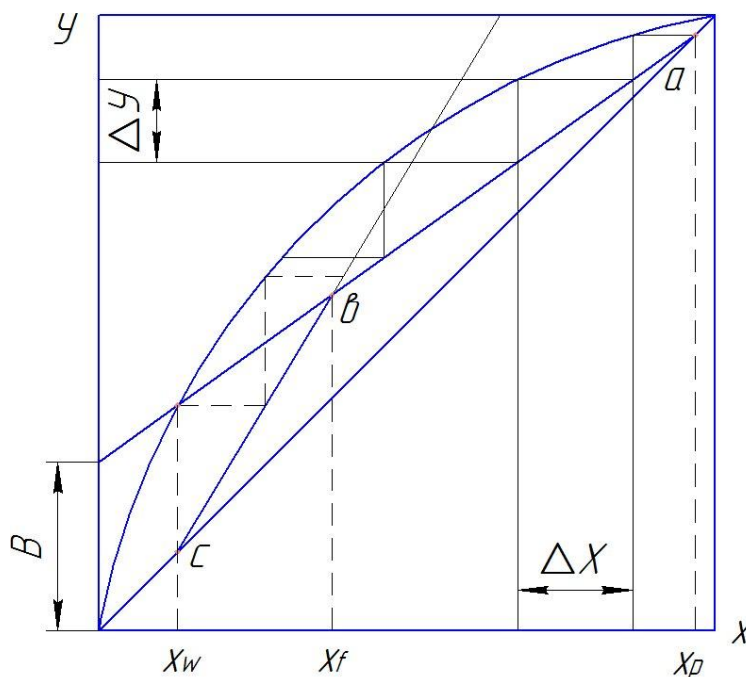


Рис. 18. Графічне визначення числа ступенів зміни концентрації, та нанесення робочих ліній у ректифікаційній колоні

Згідно з припущенням $y_w = x_w$ знайдемо на діагоналі точку c , яка лежить на прямій робочих концентрацій вичерпної частини колони. Другу точку цієї прямої знайдемо на перетині обох ліній робочих концентрацій із спільного рішення рівнянь матеріального балансу колони та робочої лінії верха колони. Тоді відрізок прямої cb буде робоча лінія вичерпної колони, а точка b належить водночас робочим лініям обох частин колони.

Після нанесення на діаграму ліній робочих концентрацій будують із точки a на діагоналі з абсцисою x_p ламану поміж кривою рівноваги і лініям ab і bc робочих концентрацій. Число ступенів одержаної таким способом ломаної і буде числом ступенів зміни концентрації при заданих умовах ректифікації. Кожен вертикальний відрізок Δy відповідає зміні концентрацій низькокиплячого компонента в паровій фазі від робочої до рівноважної на ступені, а горизонтальний Δx – в рідинній фазі, відповідно для вичерпної і укріплюючої частини колони.

5.4. Вибір флегмового числа

Нагадаємо, що флегма подається в апарат для підтримки різниці концентрації по всій колоні і забезпечує наявність двох фаз при кантуванні. Кількість флегм визначається флегмовим числом.

$$R = \frac{G_\phi}{G_p}, G_\phi = G_p \cdot R \quad (24)$$

де G_ϕ – кількість флегми;

G_p – кількість дистилляту;

R – флегмове число.

5.4.1. Розрахунок мінімального флегмового числа

При заданому складі дистилляту x_p величина відрізка B (рис. 19), що відсікається робочою лінією укріплюючої частини колони на осі ординат залежить тільки від флегмового числа:

$$B = \frac{x_p}{R + 1}$$

Із зменшенням R відрізок B збільшується і робоча лінія ніби повертається навколо точки a , займаючи послідовно ab_2 , ab_1 , ab і т.д. Але величину R можна змінювати тільки до деякої межі, визначеної рушійною силою процесу масопередачі поміж рідкою і паровою фазами. Рушійна сила, виражена в концентраціях парової фази, зображується в межах між лініями ab_2 – ab_0 , поза цією межею втрачається сутність процесу. При цьому відрізок $0 < B < B_2$. Випадок $B = B_2$ відповідає мінімальному флегмовому числу.

$$B = \frac{x_p}{R + 1}$$

Випадок $B = 0$ $R = \infty$ – тобто робоча лінія співпадає з діагоналлю.

Початковою величиною для вибору дійсного флегмового числа являється R_{min} , значення якого можна знайти розрахунком.

Для визначення R_{min} проведено з точки b_2 горизонтальний відрізок b_2e до перехрестя з ординатою точки a . Тангенс кута нахилу робочої лінії з укріплюючої лінії частини колони при R_{min} рівний відношенню катетів ae та b_2e , причому катет $ae = y_p = y_f^*$, а катет $b_2e = x_p - x_f$.

$$\tan \alpha = \frac{ae}{b_2e} = \frac{y_p - y_f^*}{x_p - x_f}, \quad y_p = x_p$$

$$\tan \alpha = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1}, \quad R_{min} = \frac{x_p - y_f^*}{y_f^* - x_f}$$

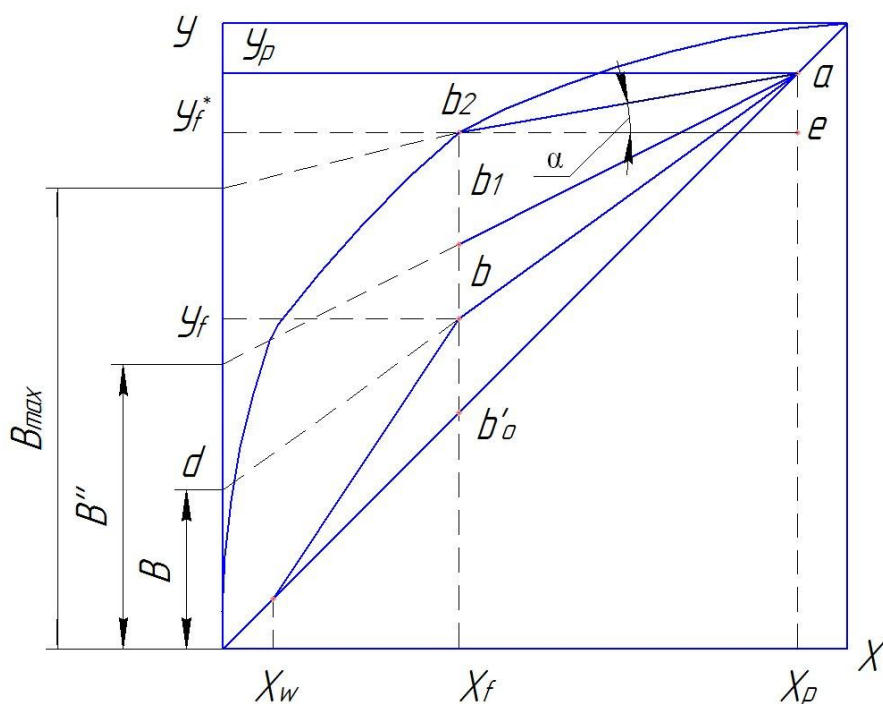


Рис. 19. До розрахунку мінімального флегмового числа

Розглянемо, як зв'язана величина флегмового числа з розмірами колони і витратами тепла на ректифікацію в двох граничних випадках $R = R_{min}$ та $R = \infty$. Робоча висота колон пропорційна числу теоретичних ступенів зміни концентрацій, яке визначається побудовою ступенів між робочими лініями і лінією рівноваги (рис. 18). При $R = \infty$ робоча лінія співпадає з діагоналлю діаграми і рушійна сила процесу, наприклад, по паровій фазі $\Delta y = y - y^*$, являється найбільшою, а необхідне число теоретичних ступенів найменше (рис. 20). Кількість дійсних ступенів розділення пропорційне числу теоретичних ступенів.

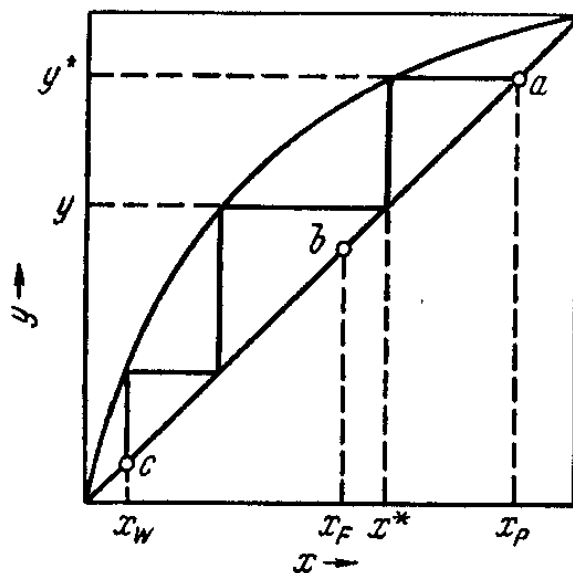


Рис. 20. До визначення залежності між флегмовим числом та робочою висотою колони при $R = \infty$

Таким чином, при $R = \infty$ необхідна була б найменша робоча висота колони. Але флегмове число може стати рівним нескінченним $R = \Phi/P$ тільки при $P = 0$. Це означає, що відбору дистилату немає і вся рідина, одержана в результаті конденсації пари в дефлегматорі, повертається в колону у вигляді флегми. В даному випадку колона працює «на себе» виходу продукту. При такому режимі роботи діаметр апарата буде невеликим, але в кип'ятильнику потребується випарити максимально можливу кількість рідини. Отже, в цьому випадку втрата граючої пари найбільша.

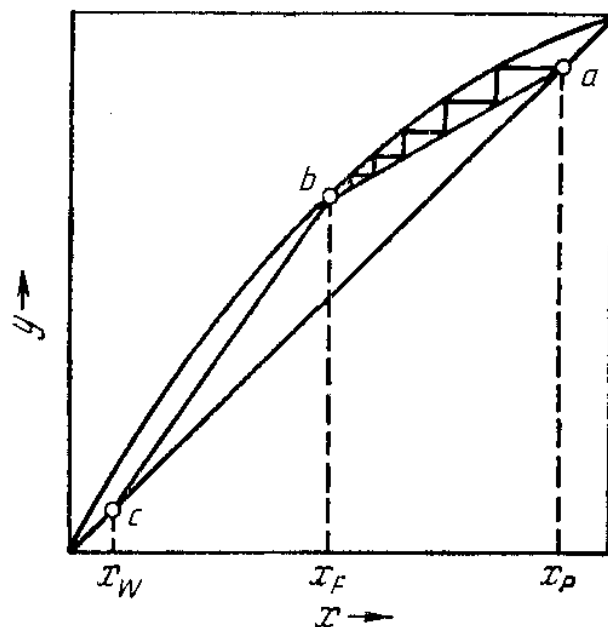


Рис. 21. До визначення залежності між флегмовим числом та робочою висотою ректифікаційної колони при $R = R_{min}$.

При R_{min} (рис. 21) коли робочі лінії перехрещуються з лінією рівноваги, в точці рушійна сила дорівнює нулю. Для того, щоб досягти концентрації фаз, які відповідають їх складам на живильній тарілці, необхідна було б нескінченно велика поверхня контакту фаз, тобто нескінченно велике число «ступенів» розділення, а колона повинна бути нескінченно великої висоти. При цьому втрата гріючої пари, яка при інших рівних умовах пропорційна флегмовому числу $G = P(R + 1)$ буде найменшою, а діаметр апарата буде також найменшим.

Із проведеного аналізу виходить, що флегмове число повинне бути таким, щоб лінії робочих концентрацій перехрещувалися по лінії x_f на відрітку b_0b_2 .

5.4.2. Розрахунок дійсного флегмового числа

Дійсне флегмове число часто знаходять наближено. При розрахунках задається відношення дійсного флегмового числа до мінімального. Це відношення носить назву коефіцієнта надлишку флегми.

$$\beta = \frac{R_d}{R_{min}}$$

Значення коефіцієнта β коливається в межах $\beta = 1,3 \div 1,5$.

В першому наближенні дійсне флегмове число можна розрахувати за формулою:

$$R_d = 1,3R_{min} + 0,3 \quad (25)$$

Вибір оптимального флегмового числа – це чисто економічна задача.

Експлуатаційні витрати, що визначаються в основному витратами теплоносія, збільшуються прямо пропорційно величині R (рис. 22, пряма 1). При збільшенні R збільшується рушійна сила процесу і зменшується необхідне число ступенів зміни концентрацій. У результаті, при деякому флегмовому числі, робочий об'єм колони стане мінімальним, отже, мінімальною буде і її вартість. У цьому разі залежність капітальних витрат від флегмового числа має мінімум (рис. 22, крива 2).

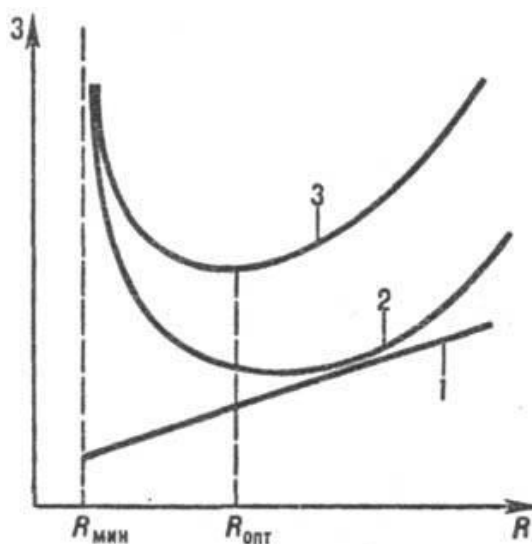


Рис. 22. До визначення оптимального флегмового числа:
1 – експлуатаційні витрати; 2 – капітальні витрати; 3 – загальні витрати на ректифікацію

5.5. Тепловий баланс ректифікаційної колони безперервної дії

Тепловий баланс ректифікаційної колони складають з метою визначення витрат гріючої пари на ведення процесу.

Попередньо встановимо температурний режим установки, який включає в себе температури кипіння початкової суміші t_f , кубового залишку t_w , а також температуру пари, яка входять з верха колони t_p (рис. 23).

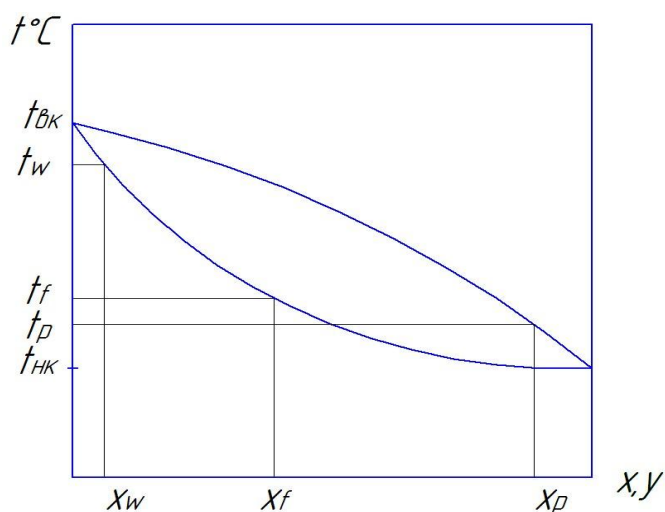


Рис. 23. До визначення температурного режиму роботи ректифікаційної установки

Знаходяться ці температури за допомогою графіка $t-x,y$ за відомими складами сумішей живлення x_f , куба x_w і дистилату x_p (рис. 23). Початкова суміш подається на живильну тарілку, підігрітою до температури кипіння,

тому її і визначають, а також для того, щоб визначити теплове навантаження підігрівача. Останні дві температури знаходять для визначення теплового навантаження кип'ятильника і дефлегматора, контролів складу кубової рідини і дистилату, а також вибору параметрів гріючого агента в кубі.

Запишемо рівняння теплового балансу колони (рис. 24).

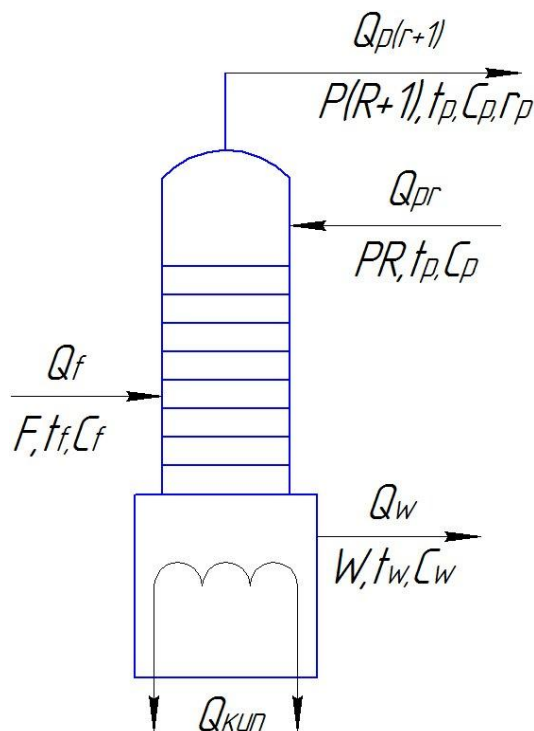


Рис. 24. До складання теплового балансу колони

Прихід тепла

З теплоносієм у кип'ятильнику $Q_{\text{кип}}$, Вт.

З початковою сумішшю $Q_f = F \cdot i_f = F \cdot C_f \cdot t_f$. (26)

З флегмою $Q_{\phi} = P \cdot R \cdot i_p = P \cdot R \cdot C_p \cdot t_p$. (27)

Витрата тепла

З парами, які виходять із колони:

$$Q_p = P(R+1)i_n = P(R+1)(C_p \cdot t_p + r_p), \text{Вт} \quad (28)$$

Із залишком: $Q_w = w \cdot i_w = w \cdot C_w \cdot t_w$ (29)

Втрати тепла в навколишнє середовище $Q_{\text{втр}}$, де i_f, i_p, i_w, i_n – ентальпії початкової суміші, дистилату, флегми і парів, які виходять із колони. Таким чином, рівняння теплового балансу:

$$Q_{\text{кип}} = Q_f + Q_{\phi} = Q_{P(R+1)} + Q_w + Q_{\text{втр}} \quad (30)$$

Витрати тепла в навколишнє середовище складають 3-5% від тепла, яке підводиться в кип'ятильник. Тоді тепло, яке повинно бути підведене в кип'ятильник, визначається:

$$Q_{\text{кип}} = \frac{Q_{P(R+1)} + Q_w - Q_f - Q_{\Phi}}{1 - (0,03 \div 0,05)} \quad (31)$$

Теплоємність суміші і теплоти випаровування для бінарних сумішей розраховують за правилом адитивності, з огляду на властивість чистих компонентів при даній температурі:

$$C_{\text{сум}} = \sum C_i \cdot \bar{x}_i \quad r_{\text{сум}} = \sum r_i \cdot \bar{x}_i$$

де $\bar{x}_i$ – масова частка компонента в суміші.

Визначивши параметри гріючої пари, в залежності від температури кипіння, знаходять її витрату:

$$G_{\text{гп}} = \frac{Q_{\text{кип}}}{r \cdot x} \quad (32)$$

де x – ступінь сухості гріючої пари.

Кількість тепла, що відбирається в дефлегматорі, залежить від кількості в ньому пари, що конденсується. При повній конденсації пари, яка виходить із колони, знаходимо:

$$Q_{\text{дф}} = P(R + 1) \cdot r_{\Phi} \quad (33)$$

При конденсації частин пари, яка відповідає кількості флегми, що повертається в колону, маємо:

$$Q_{\text{дф}} = P \cdot R \cdot r_{\Phi} \quad (34)$$

5.6. Періодична ректифікація бінарних сумішей

У випадку періодичної ректифікації дещо змінюється конструкція колон: відсутні ввід живлення в середині колони, куб має великий об'єм для завантаження початкової суміші.

Суміш, яку треба розділити, проникає не безперервно, а одночасно завантажується в дистиляційний куб і піддається ректифікації. Після відбору потрібної кількості дистиляту і досягнення заданого складу кубового залишку, останній вивантажується і куб знову заповнюється початковою сумішшю. Періодично діючу колону можна розглядати як верхню частину колони безперервної дії. Тоді і число ступенів зміни концентрацій визначають тільки для укріплюючої частини.

При періодичній ректифікації склад рідини в кубі колони протягом процесу перегонки безперервно змінюється – вміст легкокиплячого

компонента x_f на початку перегонки до x_w у кінці перегонки. Тому процеси ректифікації в колоні періодичної дії можна проводити за двома варіантами:

- з постійним флегмовим числом і складом дистилляту, що змінюється;
- з постійним складом дистилляту з флегмовим числом, що змінюється.

Періодична ректифікація з постійним складом дистилляту. В початковий момент перегонки, коли склад рідини в кубі колони дорівнює початковому складу x_f рідини, що переганяється (рис. 25), мінімальне флегмове число визначається так, як для колони безперервної дії:

$$R_{min}^{\pi} = \frac{x_p - y_f^*}{y_f^* - x_f}$$

По мірі протікання перегонки вміст легколеткого компонента в суміші, що переганяється, і в кубі колони зменшується і для збереження постійного складу дистилляту флегмове число повинно безперервно збільшуватись. Найбільше значення мінімального флегмового числа буде в кінцевий момент перегонки, коли склад рідини в кубі досягає заданої кінцевої величини x_w . Для цього моменту мінімальне значення флегмового числа визначається з рівняння:

$$R_{min}^{\kappa} = \frac{x_f - y_w^*}{y_w^* - x_w}$$

Для ідеальних сумішей рівняння лінії рівноваги має вигляд:

$$y^* = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1) \cdot x} R_{min} = \frac{x + [x_p(\alpha - 1) - \alpha] \cdot x}{(\alpha - 1) \cdot x - (\alpha - 1) \cdot x^2}$$

Середнє числове значення мінімального флегмового числа при перегонці в колоні періодичної дії з постійним складом дистилляту для всього процесу, за теоремою про середні значення функції, можна виразити рівнянням:

$$R_{min} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} R_{min} \cdot dx = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} \frac{x + [x_p(\alpha - 1) - \alpha] \cdot x}{(\alpha - 1) \cdot x - (\alpha - 1) \cdot x^2} \cdot dx$$

Після інтегрування:

$$R_{min}^{sep} = \frac{x_p \cdot \lg \frac{x_f}{x_w} + \alpha(1 - x_p) \cdot \lg (1 - x_f)(1 - x_w)}{0,435(\alpha - 1)(x_f - x_w)}$$

Розрахункове флегмове число:

$$R_{cp} = \beta \cdot R_{min}^{sep}$$

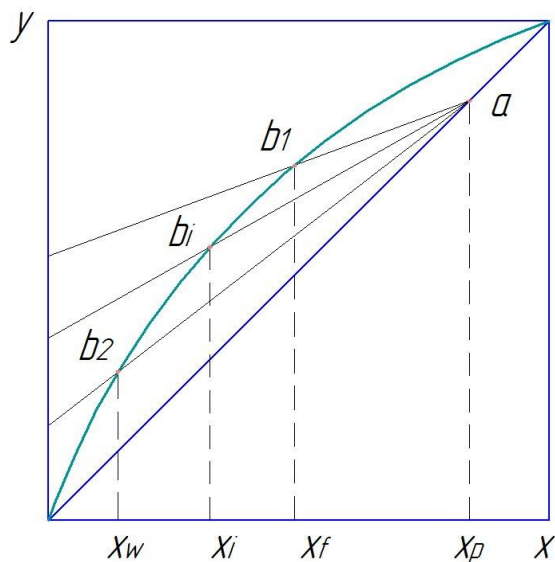


Рис. 25. Робочі лінії періодичної ректифікації з перемінним флегмовим числом

Періодична ректифікація з постійним флегмовим числом. У цьому випадку в початковий момент процесу більш багата легколетким компонентом рідина в кубі дає більш багатий тим же компонентом дистилят. За мірою зменшення вмісту легколеткого компонента в кубі колони, внаслідок постійного флегмового числа, безперервно зменшується і вміст легколеткого компонента в дистиляті.

При постійному флегмовому числі нахил робочих ліній не залежить від концентрацій (рис. 26).

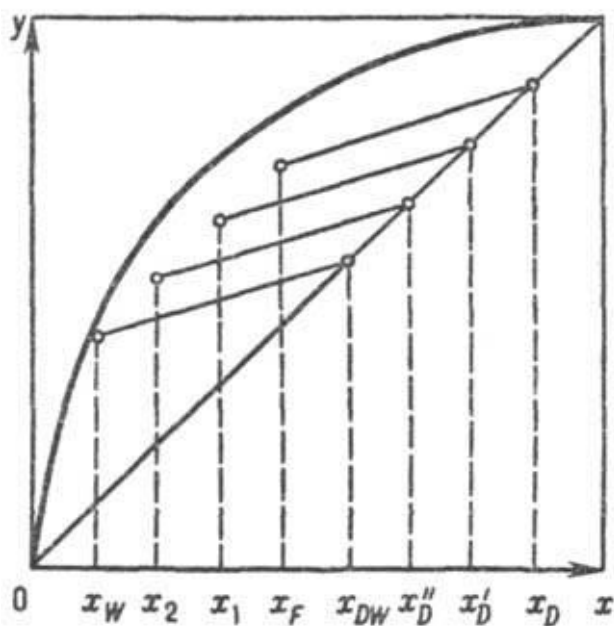


Рис. 26. Робочі лінії періодичної ректифікації з постійним флегмовим числом

Нехай у першій ректифікації концентрація легколеткого компонента в кубовій рідині складає x_f в дистиляті x_p . По мірі протікання процесу концентрація легколеткого компонента в кубовій рідині буде зменшуватись і приймати значення x_f, x_1 і т.д. до самого кінцевого значення x_w . Відповідно буде зменшуватись і його концентрація в дистиляті – x_p, x_{p1}, x_{p2} і т.д.

У кінці розглянутого процесу буде одержаний дистилят середнього складу в межах $x_p + x_{pw}$ і залишок складу x_w .

Для кожних конкретних умов ректифікації може бути знайдена залежність між складами кубової рідини і дистиляту $x_p = f(x)$ і розрахований середній склад одержаного дистиляту.

$$(x_p)_{cp} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} f(x) dx$$

Для будь-якого часу перегонки при постійному флегмовому числі із рівняння матеріального балансу (на одиницю дистиляту) склад дистиляту можна визначити так:

$$x_p = (R_{min} - 1) \cdot y_i - R_{min} \cdot x_i$$

З урахуванням лінії рівноваги, одержимо:

$$(x_p)_{cp} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} \left[(R_{min} + 1) \frac{\alpha x}{1 - (\alpha - 1)x} - R_{min} \cdot x \right] dx$$

Після інтегрування одержимо:

$$(x_p)_{cp} = \frac{(R_{min} + 1)\alpha}{(\alpha - 1)^2} \left[\alpha - 1 - \frac{2,3}{x_f - x_w} \lg \frac{1 + (\alpha + 1)x_f}{1 + (\alpha - 1)x_w} \right] - \frac{R_{min}(x_f + x_w)}{2}$$

Позначимо

$$A = \frac{\alpha}{(\alpha - 1)^2} \left[\alpha - 1 - \frac{2,3}{x_f - x_w} \lg \frac{1 + (\alpha + 1)x_f}{1 + (\alpha - 1)x_w} \right]$$

Тоді

$$R_{min} = \frac{(x_p)_{cp} + A}{A - \frac{(x_f + x_w)}{2}}$$

Робоче флегмове число:

$$R = \beta \cdot R_{min}$$

5.7. Тепловий баланс ректифікаційної колони періодичної дії

В процесі періодичної ректифікації тепло витрачається на підігрівання початкової суміші до температури кипіння і на кипіння суміші в кубі колони (на перегонку).

Витрати тепла на нагрівання суміші до її температури кипіння визначається за залежністю:

$$Q_{\text{нагр}} = D_{\text{гп}} \cdot r_{\text{гп}} = F \cdot C_f(t_f - t_n) + Q_{\text{витр}}$$

Витрати тепла на перегонку:

$$Q_{\text{пер}} = D_{\text{гп}} \cdot r_{\text{гп}} = P(R_{\text{ср}} + 1)[r_{\text{ср}} + C_p(t_p - t_f)] + Q_{\text{вит}}$$

F – кількість початкової суміші, кг;

C_f, C_p – теплоємність початкової суміші і дистиляту, Дж/кг²·К;

t_n – початкова температура суміші, °С;

t_f – температура кипіння початкової суміші, °С;

t_p – середня температура рідини, °С:

$$t_p = \frac{t_f + t_w}{2};$$

t_w – температура кипіння кубового залишку, °С;

$r_{\text{ср}}$ – середня теплота пароутворення дистиляту, Дж/кг;

$D_{\text{гп}}$ – витрата граючої пари, кг;

$r_{\text{гп}}$ – теплота пароутворення граючої пари, Дж/кг;

$R_{\text{ср}}$ – середнє флегмове число;

$Q_{\text{вит}}$ – витрати тепла в навколишнє середовище. $Q_{\text{вит}} = (3 \div 5)\%Q_{\text{пари}}$.

6. БУДОВА РЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Незалежно від способу дії будь-яка ректифікаційна установка складається із ректифікаційної колони і декількох теплообмінних апаратів. Усі елементи установки з'єднуються відповідним чином, утворюючи різні схеми (наприклад, див. рис. 14, 15), які відрізняються одна від одної розподіленням матеріальних і теплових потоків.

Багатообразність схем ректифікаційних установок визначається рядом факторів, серед яких найбільш суттєві такі: природа і характер початкової суміші, продуктивність, якість цільового продукту і т.д. Вибір схеми повинен забезпечувати максимальну економічність і можливість автоматичного регулювання.

Випарні, конденсаційні та охолоджуючі пристрої виконуються у вигляді звичайних кожухотрубних теплообмінників. Вони необхідні для функціонування основного апарата установки – ректифікаційної колони. Ректифікаційна колона виконується у вигляді циліндра, всередині якого

розміщуються різні пристрої, призначених для утворення поверхні контакту між стікаючою зверху рідкою фазою і паром, яка підіймається назустріч.

При конструюванні ректифікаційних колон звичайно керуються вимогами, що пред'являються до конструкції будь-якого хімічного апарата (дешевизна, простота в обслуговуванні, висока продуктивність, міцність, корозійна стійкість, довговічність і т.д.). Крім цього необхідно враховувати такі специфічні вимоги до конструкцій колони:

- контактні пристрої повинні забезпечувати максимальну поверхню контакту між фазами при максимальній ефективності передачі маси;
- колона повинна мати максимальну перепускную здатність по паровій і рідкій фазах;
- колона повинна працювати стійко і рівномірно по всьому перерізу в широкому діапазоні навантажень;
- гідравлічний опір розподільних пристроїв повинен бути мінімальним.

Прагнення до максимального задоволення цих вимог, а також специфіка властивостей сумішей, що підлягають розділенню (теплоутворення, агресивність, утворення термополімерів і т.д.), призводить до багатообразності типів ректифікаційних колон.

Всю багатообразність ректифікаційних колон у залежності від відносного руху фаз при контакті можна розділити на чотири групи (рис. 27):

- 1) колони перехресної течії; 2) колони повного змішування;
- 3) протитечійні колони; 4) прямотечійні колони.

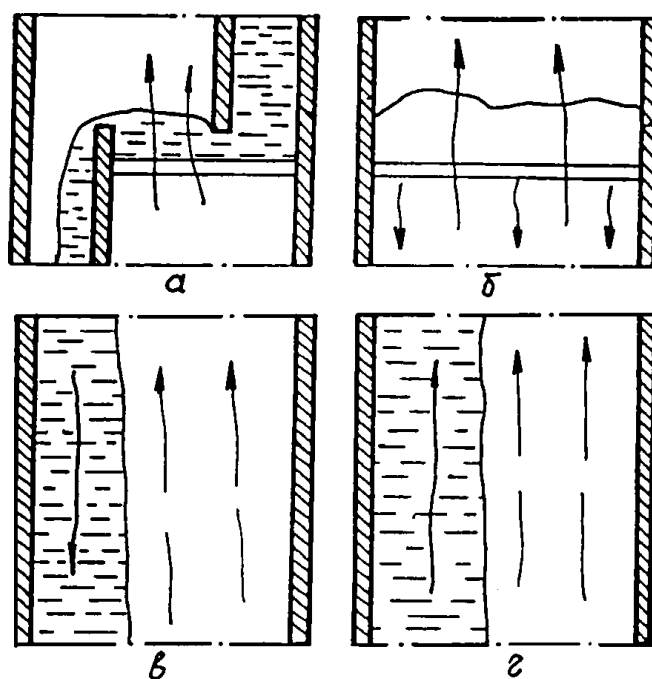


Рис. 27. Схеми відносного руху фаз у контактних пристроях:
а – перехресний потік; б – повне змішування; в – протитечія; г – прямотечія

Подальшу класифікацію ректифікаційних колонних апаратів та визначення основних розмірів колон дивись у додатковій літературі [1,2,7].

7. ВИЗНАЧЕННЯ ОСНОВНИХ РОЗМІРІВ КОЛОН

У результаті технологічних розрахунків визначають основні параметри процесу ректифікації: тиск, температуру, рідинні і парові навантаження, число тарілок у колоні. Ці дані являються початковими для проведення гідравлічних розрахунків, які зумовлюють вибір розмірів основних робочих перерізів колони і тарілок. Слід зауважити, що правильно організована в гідравлічному відношенні робота колони являється необхідною умовою отримання заданих продуктивності та ефективності апарата.

7.1. Визначення діаметра колон

Діаметр колони визначається з рівняння:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785W_d}}, \quad (35)$$

де V – об'ємна витрата пари в перерізі колони, що розраховується, $\text{м}^3/\text{с}$;

W_d – допустима швидкість пари у повному перерізі колони, $\text{м}/\text{с}$.

Допустима швидкість визначається типом контактної будови, прийнятою для даної колони, а також гідродинамічним режимом.

Барботажні колони. В залежності від швидкості газу і густини зрошування розрізняють три основних гідродинамічних режими роботи барботажних тарілок: бульбашковий, пінний і струминний, або інжекційний. Ці режими відрізняються структурою барботажного шару, який в основному визначає його гідравлічний опір і висоту, а також величину поверхні контакту фаз. Визначальним моментом у роботі тарілки буде швидкість пари.

Бульбашковий режим. Такий режим спостерігається при невеликих швидкостях пари, коли він рухається через товщу рідини у вигляді окремих бульбашок. Поверхня контакту фаз на тарілці в цьому випадку невелика.

Пінний режим. Із збільшенням витрат пари, окремі бульбашки, які виходять з отворів чи прорізів, зливаються в єдиний струмінь, який на певній відстані від місця руйнується внаслідок опору барботажного шару з виникненням великої кількості бульбашок. При цьому на тарілці виникає паро-рідинна дисперсна система – піна, яка являється нестабільною і

руйнується зразу ж після припинення подачі пари. В указаному режимі контактування пари і рідини відбувається на поверхні бульбашок і струменів пари, а також на поверхні капель рідини, які в великій кількості виникають над барботажним шаром при виході бульбашок пари із барботажного шару та руйнування їх оболонок. При пінному режимі поверхня контакту фаз на барботажних тарілках максимальна.

Струминний режим. При подальшому збільшенні швидкості пари довжина струменів пари збільшується і вони виходять на поверхню барботажного шару, не руйнуючись з виникненням великої кількості бризків. Поверхня контакту фаз в умовах такого гідродинамічного режиму різко знижується.

Необхідно зазначити, що перехід від одного режиму до другого відбувається поступово. Загальні методи розрахунку меж гідродинамічних режимів для барботажних тарілок відсутні. Тому при проектуванні тарілчастих апаратів звичайно користуються рівняннями, які одержані експериментальним шляхом.

Для тарілок з переливними пристроями допустима лінійна швидкість пари:

$$W_D = c \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}} - \rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{п}}}}, \quad (36)$$

де $\rho_{\text{п}}$ і $\rho_{\text{р}}$ – густина рідини та пари, кг/м³;

c – коефіцієнт, який залежить від конструкції тарілок, відстані між тарілками, робочого тиску в колоні, навантаження колони по рідині.

На рис. 28 надані в залежності від відстані між тарілками h , величини коефіцієнта c для ректифікаційних колон, працюючих при атмосферному тиску та середніх навантаженнях по рідині.

Для тарілок провального типу можна користуватися залежністю

$$Y = A e^{-4x}; \quad (37)$$

$$Y = \frac{W_D^2}{g d_e \cdot F_{\text{св}}^2} \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{р}}} \mu_{\text{р}}^{0,16}; X = (L/G)^{0,25} (\rho_{\text{п}}/\rho_{\text{р}})^{0,125}, \quad (38)$$

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

$F_{\text{св}}$ – площа вільного перерізу тарілки, м²/м²;

$\mu_{\text{р}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па*с;

L і G – масові потоки рідкої та пари, кг/с.

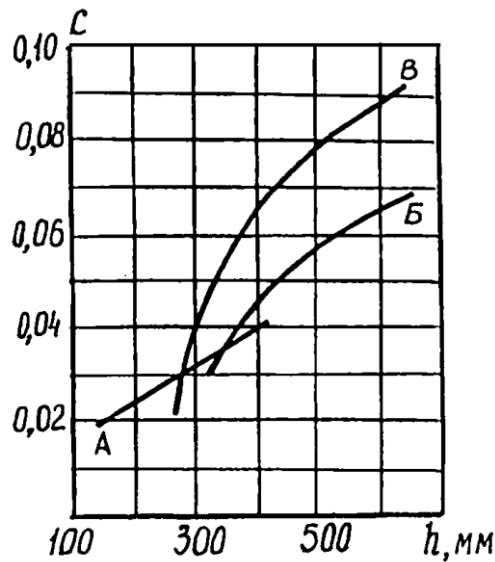


Рис. 28. Значення коефіцієнта C А,Б – ковпачкові тарілки з круглим ковпачком;
В – сітчасті тарілки

Коефіцієнт A дорівнює 2,95 для нижньої та 10 – для верхньої межі нормальної роботи тарілки. Найбільш інтенсивний режим роботи тарілок відповідає верхній межі, коли $B=10$, але з урахуванням можливого коливання по парі приймають $B=6-8$.

Інші розрахункові залежності для встановлення допустимої швидкості для тарілок різних конструкцій наводяться в спеціальній літературі.

Насадкові колони. В насадковій колоні потоки пари та рідини взаємодіють у протитечії. В залежності від навантаження колони по парі G та рідині L змінюється характер цієї взаємодії, який проявляється в різних гідродинамічних режимах.

Найбільш чітко ці режими видно з графіка, який виражає залежність гідравлічного опору зрошувальної насадки від фіктивної швидкості пари в колоні (рис. 29).

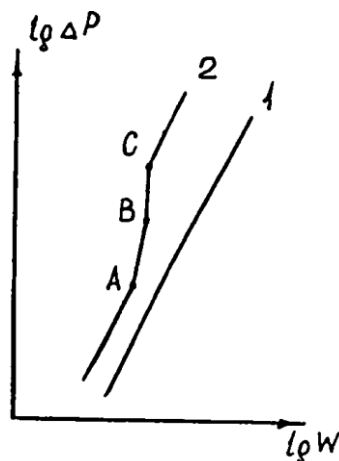


Рис. 29. Залежність гідравлічного опору насадки від швидкості пари в колоні:
1 – суха насадка; 2 – зрошувана насадка

Перший режим – *плівковий*, спостерігається при малих густинах зрошення і малих швидкостях пари. Рідина змочує поверхню насадкових елементів і її кількість в насадці при цьому режимі практично не залежить від швидкості пари. Опір насадки пропорційний опору сухої насадки. Плівковий режим закінчується в першій перехідній точці (точка А, рис. 29), яка називається точкою підвисання.

Другий режим – режим *підвисання*. При протіканні фаз внаслідок збільшення сил тертя пари об рідину на поверхні дотику фаз потік пари гальмує потік рідини. Внаслідок цього швидкість течії рідини зменшується, а товщина плівки і кількість рідини, яка затримується в насадці, збільшується. В режимі підвисання із збільшенням швидкості пари, збільшується змочена поверхня насадки і відповідно інтенсивність процесу масопередачі. Цей режим закінчується в другій перехідній точці (точка В, рис. 29), причому в режимі підвисання спокійна течія плівки руйнується: з'являються бризки, тобто створюються умови переходу до барботажу.

Третій режим – режим *емульгування*, виникає внаслідок накопичення рідини у вільному об'ємі насадки. Накопичення рідини відбувається до того часу, поки сила тертя між стікаючою рідиною та паром, яка підіймається по колоні, не врівноважить силу ваги рідини в насадці. Гідравлічний опір колони при цьому різко збільшується (на рис. 29 цей режим характеризується майже вертикальним відрізком ВС).

Режим емульгування відповідає максимальній ефективності насадкових колон, насамперед, за рахунок збільшення поверхні контакту фаз, яка в цьому випадку визначається не тільки (і не стільки) геометричною поверхнею насадки, а поверхнею бульбашок і струменів пари в рідині, яка заповнює весь вільний об'єм насадки.

Верхньою межею стійкості роботи насадкової колони в режимі емульгування є точка захливання (точка С, рис. 29), після чого настає четвертий режим – *режим виносу*, або зворотного руху рідини.

Для забезпечення ефективного масообміну при відносно невеликому гідравлічному опорі бажано, щоб гідродинамічний режим роботи колони був можливо ближче до режиму захливання, але не досягав його, тобто допустима швидкість пари в колоні W_d повинна бути меншою швидкості захливання W_z . Звичайно приймають, що ці швидкості зв'язані співвідношенням:

$$W_d = (0,75 - 0,95)W_z. \quad (39)$$

Для розрахунку швидкості захлинання звичайно користуються рівнянням:

$$\log\left(\frac{\omega^{\frac{2}{3}} f}{g \sigma^{\frac{2}{3}}} \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{р}}} \mu_{\text{р}}\right)^{0.16} = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G}\right)^{0.25} \left(\frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{р}}}\right)^{0.125}, \quad (40)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с²;

f – питома поверхня насадки, м²/м³;

σ – вільний об'єм насадки, м³/м³;

μ – в'язкість рідини, мПа·с;

L і G – масові потоки рідкої і парової фаз, відповідно, кг/с;

$\rho_{\text{н}}$ і $\rho_{\text{р}}$ – густини пари та рідини, кг/м³.

7.2. Розрахунок висоти робочої частини колони

Оскільки ректифікація є результат процесів випарювання і конденсації, що багаторазово повторюються, вся колона по висоті звичайно ділиться на ряд послідовно розміщених контактних пристроїв. Як правило ці контактні пристрої в даній колоні мають однакову конструкцію і розміри.

У тарілчастій колоні таким контактним пристроєм і тарілка з частиною царги колони. У насадковій колоні це секція колони, заповнена на певну висоту насадкою. Якщо відома висота контактного пристрою, то задача визначення висоти колони зводиться до визначення числа таких пристроїв, так як

$$H = h \cdot n, \quad (41)$$

де h – висота контактного пристрою, м ;

n – кількість контактних пристроїв.

Схема роботи контактного пристрою у вигляді тарілки відрізняється від схеми апарата з насадкою.

Тому розглянемо визначення висоти робочої частини насадкових і барботажних колон порізно.

Барботажні колони. Раніше розглядався графічний метод визначення числа теоретичних ступенів зміни концентрацій. Реальна контактна ступінь, для якої залишені її парові і рідинні потоки знаходиться в рівновазі, мала б з цієї точки зору 100% ефективність. Дана умова передбачає ідеальне перемішування рідини на тарілці, забезпечує встановлення по всій її поверхні деякого середнього складу флегми, рівноважного паровому потоку який підіймається. Разом з тим самочинний процес встановлення рівноваги між контактуючими фазами відбувається в часі, а не миттєво, тому в самому понятті теоретичного ступеня міститься також і припущення, що забезпечує

час, необхідний для досягнення рівноваги. Цим ідеалізованим умовам не відповідає практична тарілка, яка працює в реальних промислових умовах. Для того, щоб від кількості теоретичних тарілок перейти до числа дійсних, необхідно ввести уточнюючі коефіцієнти, які враховують кінетику процесів, що відбуваються на тарілках колони.

Існує декілька методів для введення цих уточнень:

- за допомогою загального ККД тарілок колони;
- за допомогою локальних ККД (метод Мерфрі);
- шляхом використання коефіцієнтів масопередачі.

Перший – найбільш простий, і поки що найбільш розповсюджений метод, що ґрунтується на використанні поняття ефективності самого колонного апарата, який встановлюється як відношення числа теоретичних ступенів n_T , необхідних для даного розділення, до числа дійсних ступенів n , здійснюючих таке розділення, тобто загальний, або повний ККД; $\eta_{cp} = n_T/n < 1$.

При діленні числа теоретичних тарілок, знайдених розрахунком (графічною побудовою) одержують число реальних тарілок.

ККД залежить від багатьох факторів, які визначаються як робочими параметрами режиму колони – тиском, температурою, кількісними характеристиками потоків рідини та пари, так і властивостями системи, яку розділяють – густиною, в'язкістю пари та флегми, відносною леткістю її компонентів, поверхневим натягом. Необхідно вказати і на вплив числа конструктивних факторів, таких як тип тарілки, розміри зливного пристрою, відстані між тарілками. Врахування сукупної дії усіх вказаних факторів досить складне, цим пояснюється широке використання емпіричних кореляцій для встановлення ефективності реальних тарілок. Для прикладу наводимо залежність визначення загального ККД тарілки для колон, розділяючи нафтоводневі системи:

$$\eta_{cp} = -1,678 - 0,616 \log \sum x_i \mu_i, \quad (42)$$

де x_i – мольна частка i -го компонента в суміші;

μ_i – в'язкість компонента суміші при середній температурі в колоні,

Пас.

Усі запропоновані емпіричні формули для розрахунку η_{cp} , включно (42), носять обмежений характер. Найбільш точно η_{cp} тарілок знаходять експериментальним шляхом. Значення ККД змінюється для різних випадків у широких межах від 0,2 до 0,9.

Більш точним є метод Мерфрі, який запропонував використовувати середній коефіцієнт корисної дії тарілки:

$$\eta_m = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}, \quad (43)$$

де y_n^* і y_{n+1} – середня концентрація низькокиплячого компонента в парі, яка підіймається з n і $n+1$ тарілок, відповідно;

y_{n+1}^* – концентрація низькокиплячого компонента в парі, яка перебуває в рівновазі з рідиною, стікаючою з n -ї тарілки.

Перевагою даного коефіцієнта є врахування реальних концентрацій низькокиплячого компонента на тарілці.

Величина η_m потребує, очевидно, попереднього встановлення локальних (точних) коефіцієнтів корисної дії η_L по всій площині тарілки, тобто, коефіцієнтів, які виражають ступінь наближення до рівноваги пари, яка виходить з кожної точки, або елементарної площадки розглянутої тарілки.

З визначення коефіцієнта Мерфрі видно, що знаходити його експериментальним шляхом важко, так як в його вираженні входять середні значення концентрацій, які важко визначити експериментально. Навіть враховуючи те, що η_m відображає кінетику процесу більш диференційного, чим загальний ККД, практичне значення цього методу невелике.

Розглянуті методи розрахунку числа тарілок не враховують кінетику і гідродинамічну обстановку в апаратах. Тому метод розрахунку числа тарілок з використанням коефіцієнтів масопередачі є більш точним і практично корисний.

Розглянемо на графіку рис. 30, схему роботи тарілки. Для цього побудуємо рівноважну криву 1 і робочу лінію процесу 2. Рівняння робочої лінії зв'язує концентрації пари та рідини над і під тарілкою для будь-якої тарілки. Виділимо в ректифікаційній колоні будь-яку тарілку, для якої y_n і y_k , x_n і x_k будуть такими як зображено на графіку.

Пара, барботуючи через рідину, не приходить у стан рівноваги з нею, тому $y_k < y^*$. Концентрація рідини у випадку повного її перемішування змінюється стрибком до x_k ; цій зміні відповідає лінія BD. Концентрація пари змінюється від y_n до y_k – лінія AB.

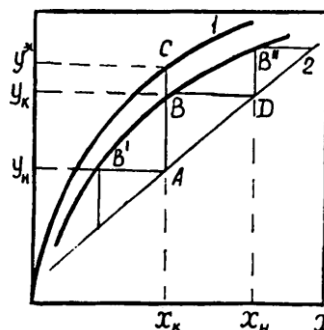


Рис. 30. Схема роботи тарілок в x - y діаграмі

Початковою рушійною силою по парі буде різниця y^*-y_H , кінцевою різниця y^*-y_K , а середньою рушійною силою Δy_m :

$$\Delta y_m = \frac{(y^*-y_H)-(y^*-y_K)}{\log \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K}} = \frac{y_K-y_H}{\log \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K}} \quad (44)$$

Відповідно число одиниць перенесення для тарілки буде дорівнювати:

$$n_y = \frac{\frac{y_K-y_H}{\log \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K}}}{\log \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K}} = \log \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K}, \quad (45)$$

де n_y – число одиниць перенесення тарілки – представляє собою відношення зміни концентрацій низько киплячого компонента на тарілці, до рушійної сили процесу масопередачі на цій тарілці.

З графіка рис. 30 і рівняння (45) випливає:

$$e^{n_y} = \frac{y^*-y_H}{y^*-y_K} = \frac{CA}{CB}, \text{ або } e^{n_y} = CA/CB. \quad (46)$$

Відношення (46) одержали для випадку розрахунку рушійної сили по паровій фазі. Визначення рушійної сили по рідкій фазі не дозволяє одержати розрахункового відношення, так як в цьому випадку необхідно враховувати дві рівноважні концентрації і кінцеві концентрації пари на тарілці. Знаючи величину e^{n_y} , можна знайти положення точки В. Вище та нижче розміщені тарілки зобразяться на діаграмі аналогічними ступенями, причому, концентрація рідини, стікаючої з вище розміщеної тарілки, буде x_H , а концентрація для нижче розміщеної тарілки, буде концентрацією для рідини, що залишає тарілку. Знаючи для двох сусідніх тарілок величину e^{n_y} , можна також знайти положення точок В' і В". Лінія, яка проходить через ці точки, називається кінетичною кривою. Вона відповідає дійсній зміні концентрацій на кожному ступені колони.

Тобто, щоб знайти кількість тарілок колони, достатньо між кінетичною і робочою лініями вписати ступінчасту ламану лінію в інтервалі робочих концентрацій, число ступенів ламаної дорівнює числу дійсних тарілок колони.

Для побудови кінетичної кривої за допомогою одержаного відношення (46), необхідно знати величину n_y , яку можливо розрахувати таким чином.

Рівняння матеріального балансу для однієї тарілки по паровій фазі:

$$M = G(y_k - y_T). \quad (47)$$

З основного рівняння масопередачі, вважаючи $\tau = 1$,

$$M = K_y F \Delta y_T. \quad (48)$$

Прирівнюючи вирази (47) і (48), після деяких перетворень одержимо:

$$n_y = \frac{y_k - y_H}{\Delta y_m} = \frac{K_y F}{G}, \quad (49)$$

де G – витрата парової фази.

Поверхню контакту фаз F у випадку барботажу розрахувати важко. Тому коефіцієнт масопередачі відносять до площі барботажу тарілки F_6 і позначають K_{yf} , а кількість одиниць перенесення – як:

$$n_y = \frac{K_{yf} F_6}{G}. \quad (50)$$

Коефіцієнт масопередачі розраховують з урахуванням відомих коефіцієнтів масопередачі в паровій (β_{yf}) та рідкій (β_{xf}) фазах за рівнянням адитивності:

$$K_{yx} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_{yf}}\right) + \left(\frac{m}{\beta_{xf}}\right)}, \quad (51)$$

де m – константа рівноваги або тангенс кута нахилу рівноважної лінії для частини однієї тарілки (частини кривої рівноважних складів для однієї тарілки спрямляється).

Даний метод визначення числа тарілок збільшує точність розрахунку, оскільки зв'язує гідродинамічні параметри роботи тарілок з оцінкою їх ефективності (враховується вплив характеру поля концентрацій). Порядок обчислень у цьому випадку такий (рис. 31):

- будуємо на графіку рівнодійну криву 1;
- будуємо робочі лінії процесу для верха і низу колони 2 і 3;
- розраховуємо коефіцієнти масовіддачі в паровій і рідкій фазах;
- знаходимо константу рівноваги m на відрізках у межах зміни концентрацій x_w і x_p розбивку на відрізки проводимо довільно;
- розраховуємо коефіцієнти масопередачі, а потім число одиниць перенесення на кожному відрізку за рівняннями (50 і 51);

- знаходимо координати точок кінетичної кривої і будуємо її на графіку, лінія 4;
- вписуємо ламану лінію між робочими лініями і кінетичною кривою. Число ступенів буде дорівнювати числу дійсних тарілок.

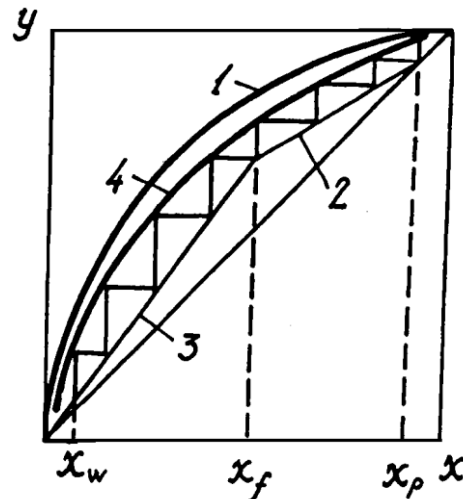


Рис. 31. Графічне визначення числа тарілок за допомогою кінетичної та робочої ліній:

- 1 – крива рівноваги; 2 – робоча лінія верха колони;
- 3 – робоча лінія низу колони; 4 – кінетична крива

Насадкові колони. В насадкових ректифікаційних колонах зміна концентрації компонентів у рідкій і газовій фазах проходить безперервно на поверхні зрошуваної насадки. В ролі насадки використовують куски інертного, не взаємодіючого з оброблювальним середовищем матеріалу, а також насадкові тіла різної форми.

Насадкові тіла характеризуються такими показниками:

- питомою поверхнею насадки σ , що представляє поверхню насадки, яка заповнює об'єм, рівний 1 м^3 , $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- вільний об'єм V_v – об'єм пустот, який приходить на 1 м^3 простору, заповненого насадкою, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
- вільним перерізом насадки – площею проходу між насадковими тілами (чисельно вільний переріз дорівнює вільному об'єму) $\text{м}^2/\text{м}^2$;
- лінійні розміри насадки.

При дії визначення висоти насадкової частини колони частіше всього користуються методом оснований на поняттях еквівалентної висоти насадки. Еквівалентна висота насадки – це висота такого шару насадки, яка за своєю масообмінною дією дорівнює одному теоретичному ступеню зміни концентрації.

$$\text{Тоді } H_{\text{нас}} = n_T \cdot h_e;$$

n_T – теоретичне число тарілок, яке визначається графічною побудовою, аналогічне попередньому;

h_e – еквівалентна висота насадки, м, її можна розрахувати за рівнянням:

$$h_e = 28 \left(\frac{\rho_{\text{п}} w}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,2} 6^{1,2} V_{\text{в}} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\text{п}}}{\mu_{\text{р}}} \right)^{0,038} \frac{\log(L/mG)}{1 - (mG/L)}. \quad (52)$$

Величина m , яка входить у це рівняння, дорівнює середньому значенню тангенсу кута нахилу дотичної до кривої рівноваги в заданих межах перегонки.

7.3. Визначення висоти колони

Розрахункові схеми для визначення висоти колон зображені на рис. 32. Для барботажних апаратів сумарна висота колони:

$$H = H_p + h_1 + h_2, \quad (53)$$

де H_p – висота тарілчастої частини колони, м;

$$H_p = (n-1)l, \quad (54)$$

де n – число дійсних тарілок;

l – відстань між тарілками, м. Приймається конструктивно в межах 0,1-0,6 м;

h_1 і h_2 – верхній і нижній сепараційний простір, м.

$$h_1 = (1,5 \dots 2)l, \quad h_2 = (1 \dots 1,1)D_k.$$

Для насадкових апаратів сумарна висота колони:

$$H = H_{\text{нас}} + h_1 + h_2 + (n_m - 1)h_{\text{мш}},$$

$H_{\text{нас}}$ – висота насадкової частини колони, м; знаходиться по залежності

$$H_{\text{нас}} = n_T h_e.$$

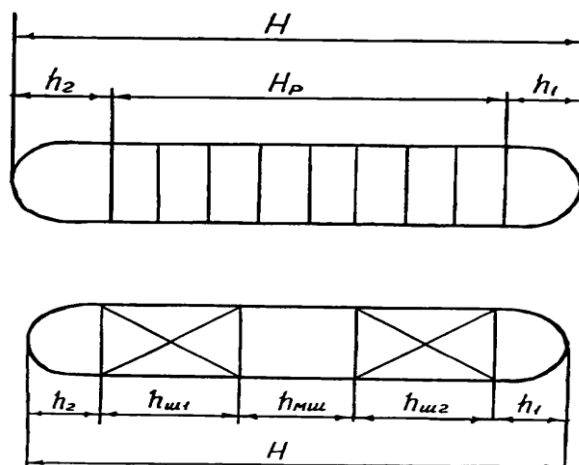


Рис. 32. До визначення висоти ректифікаційної колони:
а – барботажної; б – насадкової

Оскільки паровий потік, який рухається в насадковій колоні знизу вгору, як і в усіх випадках руху газу по каналах, має максимальну швидкість у центрі, рідина, яка рухається йому назустріч розтікається по периметру. В зв'язку з цим відбувається нерівномірне змочування насадки, зменшується поверхня фазового контакту і процес масообміну гіршає. Для запобігання цього всю висоту насадки $H_{\text{нас}}$ розбивають на шари в такому співвідношенні $h_{\text{ш}} = (2/D) \leq 6$ м.

$n_{\text{ш}}$ – число шарів насадки;

$h_{\text{мш}}$ – відстань між пластами, $h_{\text{мш}} = (1 \dots 1,5)$ м;

h_1 і h_2 – верхній і нижній сепараційний простір, м

$$h_1(1 \dots 1,1)D \quad h_2 = (1,1 \dots 1,5)D.$$

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 784 с.
2. Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – М.: Химия, 1982. – 584 с.
3. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты, химической технологии. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
4. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
5. Лекае В.М., Лекае А.В. Процессы и аппараты химической промышленности. – М.: Высш. шк., 1984. – 247 с.
6. Романков П.Г., Курочкина М.И., Мозжерин Ю.Я., Смирнов И.Н., Процессы и аппараты химической промышленности. – Л.: Химия, 1989. – 560 с.
7. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 516 с.