

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД  
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ»

## МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ ЛАБОРАТОРНОЇ РОБОТИ № 10

«ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ  
В УСТАНОВЦІ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ»

З ДИСЦИПЛІН:

«ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»,

«ВИРОБНИЧІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ОБ'ЄКТІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ»,

«ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ»

ДЛЯ СТУДЕНТІВ II–IV КУРСІВ УСІХ ФОРМ НАВЧАННЯ

СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ:

133 – ГАЛУЗЕВЕ МАШИНОБУДУВАННЯ;

151 – АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ;

152 – МЕТРОЛОГІЯ ТА ІНФОРМАЦІЙНО-ВИМІРЮВАЛЬНА ТЕХНІКА

Затверджено на засіданні кафедри  
процеси, апарати та загальна хімічна технологія  
Протокол № 9 від 30.05.17

Дніпро ДВНЗ УДХТУ 2018

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи № 10 «Дослідження процесу ректифікації в установці безперервної дії» з дисциплін: «Процеси та апарати хімічних виробництв», «Виробничі процеси та обладнання об'єктів автоматизації», «Процеси та апарати» для студентів II–IV курсів усіх форм навчання спеціальностей: 133 – Галузеве машинобудування; 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології; 152 – Метрологія та інформаційно-вимірювальна техніка / Укл.: Гриднєва Т.В., Опарін С.О., Рябік П.В. – Дніпро: ДВНЗ УДХТУ, 2018. – 28 с.

Укладачі: Т.В. Гриднєва  
С.О. Опарін, канд. техн. наук  
П.В. Рябік, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск О.В. Кравченко, д-р техн. наук

#### Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи № 10 «Дослідження процесу ректифікації в установці безперервної дії» з дисциплін: «Процеси та апарати хімічних виробництв», «Виробничі процеси та обладнання об'єктів автоматизації», «Процеси та апарати» для студентів II–IV курсів усіх форм навчання спеціальностей: 133 – Галузеве машинобудування; 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології; 152 – Метрологія та інформаційно-вимірювальна техніка

Укладачі: ГРИДНЄВА Тетяна Василівна  
ОПАРІН Сергій Олександрович  
РЯБІК Павло Васильович

Технічний редактор В.П. Синицька  
Комп'ютерна верстка В.П. Синицька

Підписано до друку 28.08.18. Формат 60×84/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.  
Умов. друк. арк. 1,27. Обл.-вид. арк. 1,33. Тираж 100 прим. Зам. № 54.  
Свідоцтво ДК № 5026 від 16.12.2015

---

ДВНЗ УДХТУ, просп. Гагаріна, 8, м. Дніпро, 49005

---

Редакційно-видавничий відділ

# 1 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ

## 1.1 Загальні поняття

В різних галузях хімічної технології існують процеси, де необхідне виділення компонентів у чистому вигляді із суміші рідин (органічний синтез, нафтопереробка, коксохімічна, харчова та спиртова промисловість, виробництво полімерів, розділення технологічних газів при їх глибокому охолодженні).

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

*Перегонка* – це процес часткового випаровування рідкої суміші та конденсації утвореної пари.

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

- проста перегонка (дистиляція);
- складна перегонка (ректифікація).

*Дистиляція* – це процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші і конденсації утворюваної пари. Високого ступеня розділу цим способом досягти неможливо.

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.

*Ректифікація* – це процес багаторазового часткового випаровування рідини та конденсація утвореної пари. Процес здійснюється шляхом контакту потоків рідини та пари, які мають різну концентрацію та температуру і рухаються протитечією в колонних апаратах. При кожному контакті із пари в рідину частково конденсується переважно висококиплячий компонент (ВК), а із рідини, за рахунок теплоти конденсації, випаровується переважно низькокиплячий компонент (НК). Таким чином, піднімаючись вгору, пара збагачується НК, а стікаюча вниз рідина – ВК. Такий двосторонній обмін компонентами, який повторюється багаторазово, дозволяє одержати пару, яка складається з майже чистого НК. Ця пара після конденсації в окремому апараті ділиться на дистилят (ректифікат) і флегму – рідину, яку повертають назад для зрошення колони та взаємодії з параю, яка підіймається з нижньої частини колони (куба). Рідина, яка накопичується в низу колони називається кубовим залишком і складається з майже чистого ВК.

## 1.2 Правило фаз

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 перегонки системи складаються з двох компонентів, не взаємодіючих між собою, та є наявність двох фаз – рідкої і парової. Тоді число ступенів свободи складає:

$$C + \Phi = K + 2, \quad (1.2.1)$$

де  $\Phi$  – число фаз, дорівнює 2;

$K$  – число компонентів, дорівнює 2;

$C$  – число ступенів свободи.

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2.$$

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

### 1.3 Класифікація бінарних сумішей

Розділенню підлягають суміші з різною взаємною розчинністю компонентів. Розрізняють наступні типи бінарних (2-компонентних) сумішей:

- суміші рідин з необмеженою взаємною розчинністю;
- суміші рідин з взаємною нерозчинністю;
- суміші рідин з обмеженою взаємною розчинністю.

#### *Суміші рідин з необмеженою взаємною розчинністю*

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 паром над нею досягається фазова рівновага.

Якщо сили зчеплення між молекулами обох компонентів такі ж як і між молекулами кожного з компонентів, то такі суміші називаються *ідеальними* і вони відповідають закону Рауля.

Рідини, що утворюють суміші із відхиленням від закону Рауля – називають *неідеальні розчини* або *реальні*.

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.

*Парціальний тиск* – це тиск пари компонента над поверхнею чистої рідини. Його величина визначається температурою, загальним тиском і природою рідини. Для ідеальних розчинів він буде визначатися законами Рауля і Дальтона.

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

Для бінарної суміші математичний запис закону Рауля має вигляд:

$$P_A = P_A^* \cdot x_A, \quad P_B = P_B^* \cdot x_B = P_B^* \cdot (1 - x_A), \quad (1.3.1)$$

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.

Згідно з законом Дальтона, загальний тиск пари над розчином  $\Pi$  дорівнює сумі парціальних тисків його компонентів:

$$\Pi = P_A + P_B = P_A^* \cdot x_A + P_B^* \cdot (1 - x_A). \quad (1.3.2)$$

Із залежності (1.3.2), при відомому загальному тиску  $\Pi$  і температури системи можна визначити склад рідини:

$$x_A = \frac{\Pi - P_B^*}{P_A^* - P_B^*}, \quad (1.3.3)$$

де  $x_A$  – мольна частка низькокиплячого компонента в рідкій суміші.

Із рівнянь (1.3.1, 1.3.2), які виражають закони Рауля та Дальтона, видно, що при постійній температурі парціальний тиск компонентів, а також загальний тиск пари над сумішшю знаходиться в лінійній залежності від мольної частки  $x_A$  низькокиплячого компонента. Останні два рівняння називаються рівнянням ізотерми рідкої фази ідеальної двокомпонентної суміші.

Парціальний тиск  $P_A$  низькокиплячого компонента над сумішшю при температурі кипіння  $t$  (із закону Дальтона) пропорційний його мольній частці в парі:

$$P_A = \Pi \cdot y_A. \quad (1.3.4)$$

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

$$\Pi \cdot y_A = P_A^* \cdot x_A \quad \text{або} \quad \Pi \cdot (1 - y_A) = P_B^* \cdot (1 - x_A).$$

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

$$y_A = \frac{P_A^* \cdot x_A}{\Pi}. \quad (1.3.5)$$

Отримані за рівнянням (1.3.5) для різних температур  $t$  рівноважні склади рідкої ( $x$ ) і парової ( $y$ ) фаз при загальному тиску  $\Pi$  можуть бути зображені в системі координат  $t$ – $x$ ,  $y$  (рис. 1). Дана залежність називається *ізобарна крива*.

По осі абсцис відкладені концентрації компонентів у рідині ( $x$ ) і пари ( $y$ ) по низькокиплячому компоненту, відповідаючи різним температурам  $t$ . В результаті отримують дві криві, які мають дві спільні точки  $A(x=y=1)$ , яка відповідає температурі кипіння низькокиплячого компонента  $t_A$  і  $B(x=y=0)$ , 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  $\Pi$  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. Область нижче кривої  $AA_1A_2B$  характеризує систему, яка складається тільки з рідкої фази. Будь-яка точка  $F$  характеризує рідку суміш, температура якої не досягла температури кипіння рідини складу  $x_1$ .

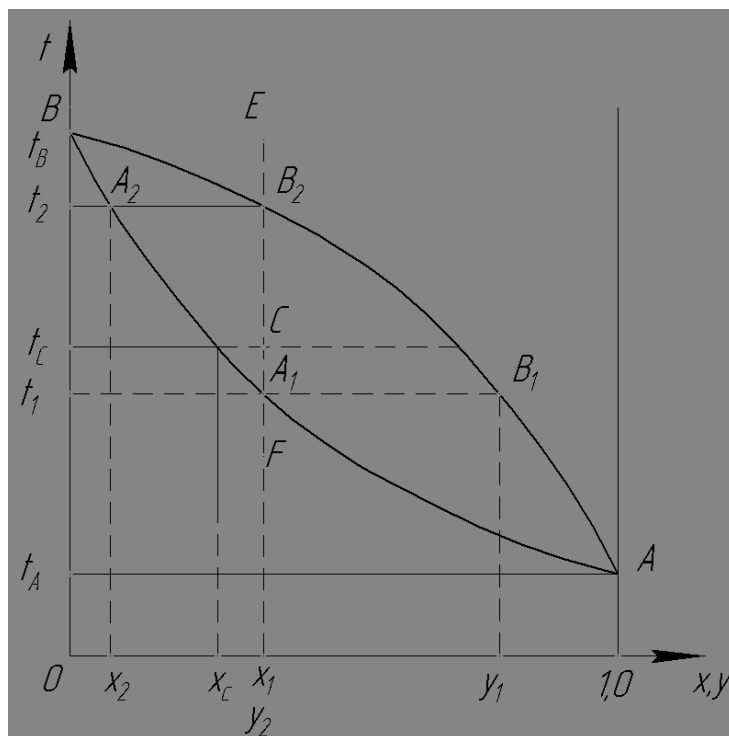


Рисунок 1 – Ізобарні температурні криві

Кожна точка, яка лежить вище кривої  $AB_1B_2B$ , наприклад, точка  $E$ , характеризує систему, температура якої вище температури початку конденсації парів складу  $y_2$ , а система складається тільки з парової фази. Область діаграми вище кривої  $AB_1B_2B$  характеризує системи, які складаються тільки з 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 діаграмі рівноваги  $y-x$  (рис. 2) нанесена *лінія рівноваги*, яка виражає залежність між рівноважними складами рідкої і парової фаз по низькокиплячому компоненту.

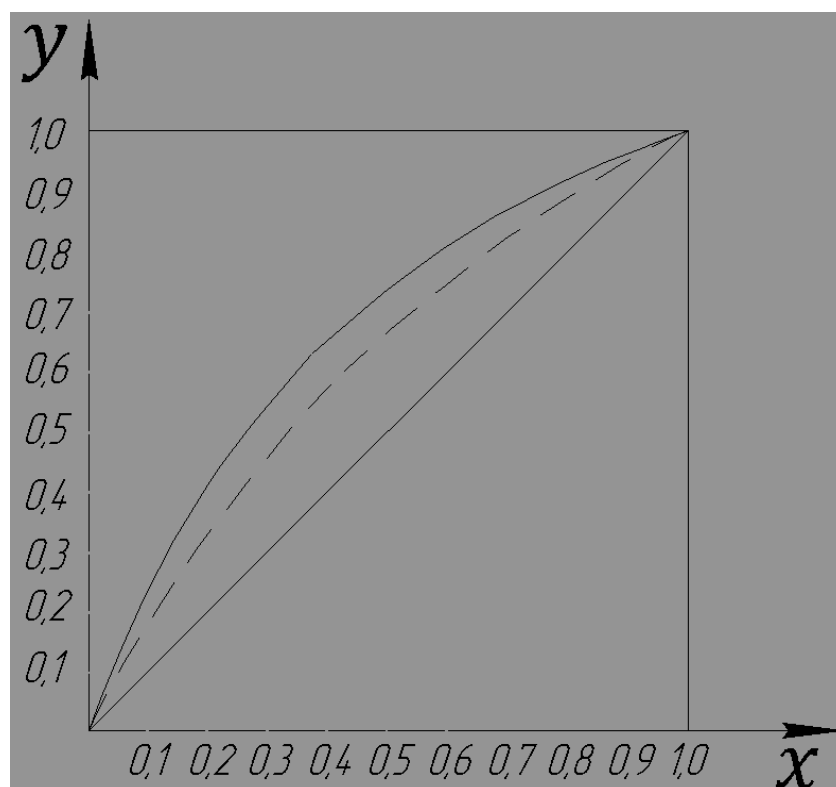


Рисунок 2 – Діаграма рівноваги пара-рідина

Вигнутість 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. 2).

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. 1) вміст низькокиплячого компонента в парі (точка В) більше його вмісту в рівноважній з парою рідині (точка А), тобто пара збагачується низькокиплячим компонентом.

Реальні 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  $\gamma$ , 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:

$$P_A = P_A^* \cdot x_A \cdot \gamma_A, \quad P_B = P_B^* \cdot x_B \cdot \gamma_B = P_B^* \cdot (1 - x_A) \cdot \gamma_B. \quad (1.3.6)$$

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. 3). Зміни парціальних тисків компонентів зображуються випуклими кривими.

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

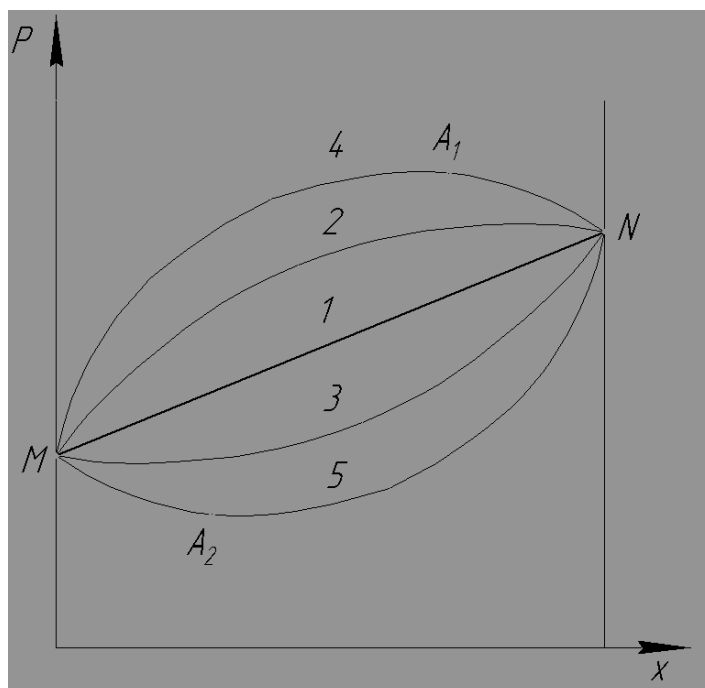
Для неідеальних сумішей крива рівноваги може бути розрахована лише за відомими коефіцієнтами активності, визначення яких ускладнене. Тому діаграми  $y - x$  для усіх розчинів будуть на основі експериментальних даних.

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 слугує для установлення їх складу: максимуму кривій загального тиску пари відповідає мінімум температури кипіння, а мінімум кривій загального тиску пари відповідає максимум температури кипіння (рис. 4). 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 М (рис. 4) вказує на те, що при даному тиску суміш не може бути розділена на складові її компоненти, способом, який розглядається. Це можливо лише шляхом зміни тиску при перегонці, або другими спеціальними методами.



Криві повного тиску:

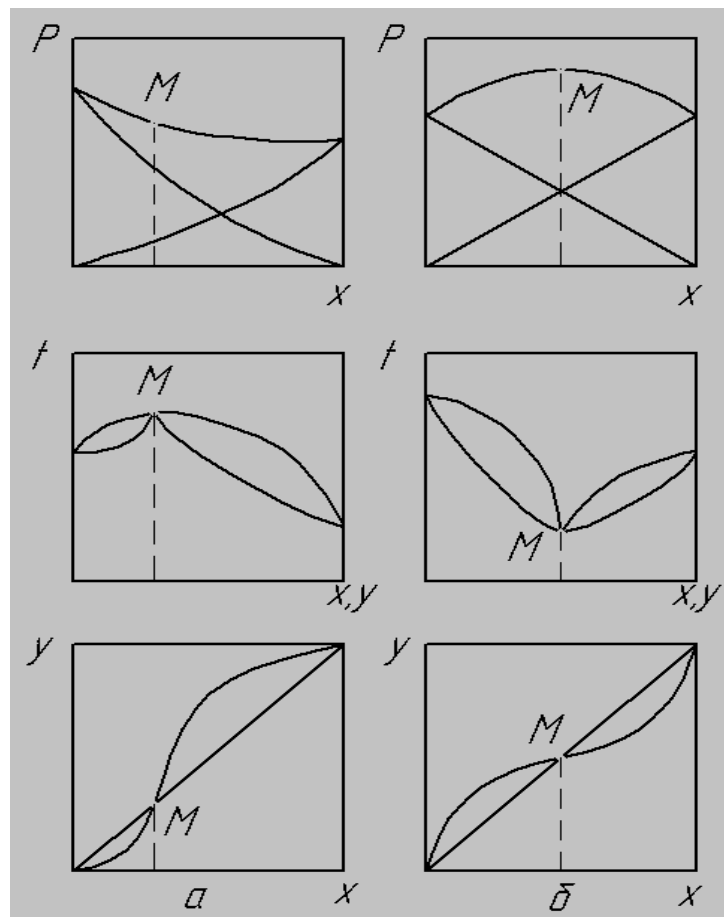
- 1 – для ідеальних сумішей;
- 2 – для суміші з додатковим відхиленням;
- 3 – для суміші з від’ємним відхиленням;
- 4 – для суміші з максимум повного тиску;
- 5 – для суміші з мінімум повного тиску.

Рисунок 3 – Діаграма  $P - x$  для сумішей, які відхиляються від ідеальних

## 1.4 Принцип ректифікації

Принцип процесів, із яких складається ректифікація та одержані при цьому результати, можна прослідкувати за допомогою діаграми  $t - x, y$  (рис. 5).

Нагрівши вихідну суміш, вміст НК в якій  $x_1$ , до температури  $t_1$ , одержимо пару, яка знаходиться в рівновазі з рідиною (точка  $v$ ). Відбір і конденсація цієї пари дають рідину складу  $x_2$ , вміст НК в якій помітно вищий ( $x_2 > x_1$ ). Якщо цю рідину знову нагріти до температури кипіння  $t_2$ , одержимо пару (точка  $d$ ), конденсація якої дасть рідину з ще більшим вмістом НК, склад якої  $x_3$  і так далі.



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

Рисунок 4 – Фазові діаграми азеотропних сумішей

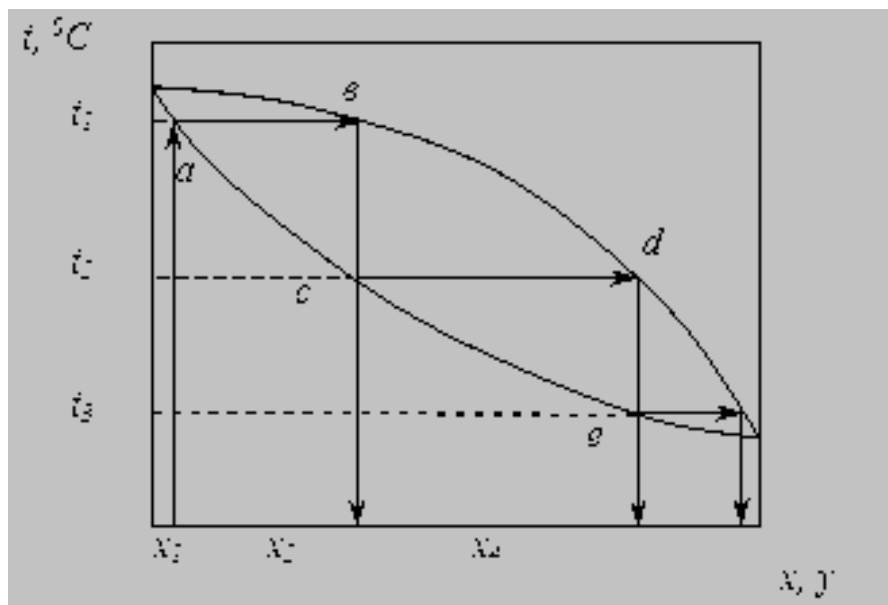


Рисунок 5 – Зображення процесу розділення бінарної суміші шляхом ректифікації на діаграмі  $t$ - $x$ ,  $y$

Здійснюючи таким чином послідовно ряд процесів випарювання рідини та конденсації пари, можна одержати рідину (дистилят), яка являє собою практично чистий НК.

При взаємодії фаз між ними виникає тепло- і масообмін, причому стан рівноваги не досягається. У зв'язку з цим, процес контактування фаз слід здійснювати багаторазово.

Такий процес може бути реалізований у ректифікаційній колоні, яка являє собою вертикальний циліндричний апарат, заповнений контактними елементами, які слугують для створення контакту між рідинною та паровою фазами.

Створення парового та рідинного потоків, що контактують між собою, здійснюються безперервно або періодично.

У порівнянні з періодичною, безперервна ректифікація має такі переваги:

1) умови роботи установки не змінюються в ході процесу, що дозволяє вести точний режим, спрощує обслуговування і полегшує автоматизацію операцій;

2) відсутність простоїв між операціями, що приводить до підвищення продуктивності установки;

3) менші теплові втрати, причому є можливість використання тепла кубового залишку на попередній підігрів суміші.

Завдяки переліченим перевагам, на виробництвах значного масштабу використовують, головним чином, безперервну ректифікацію.

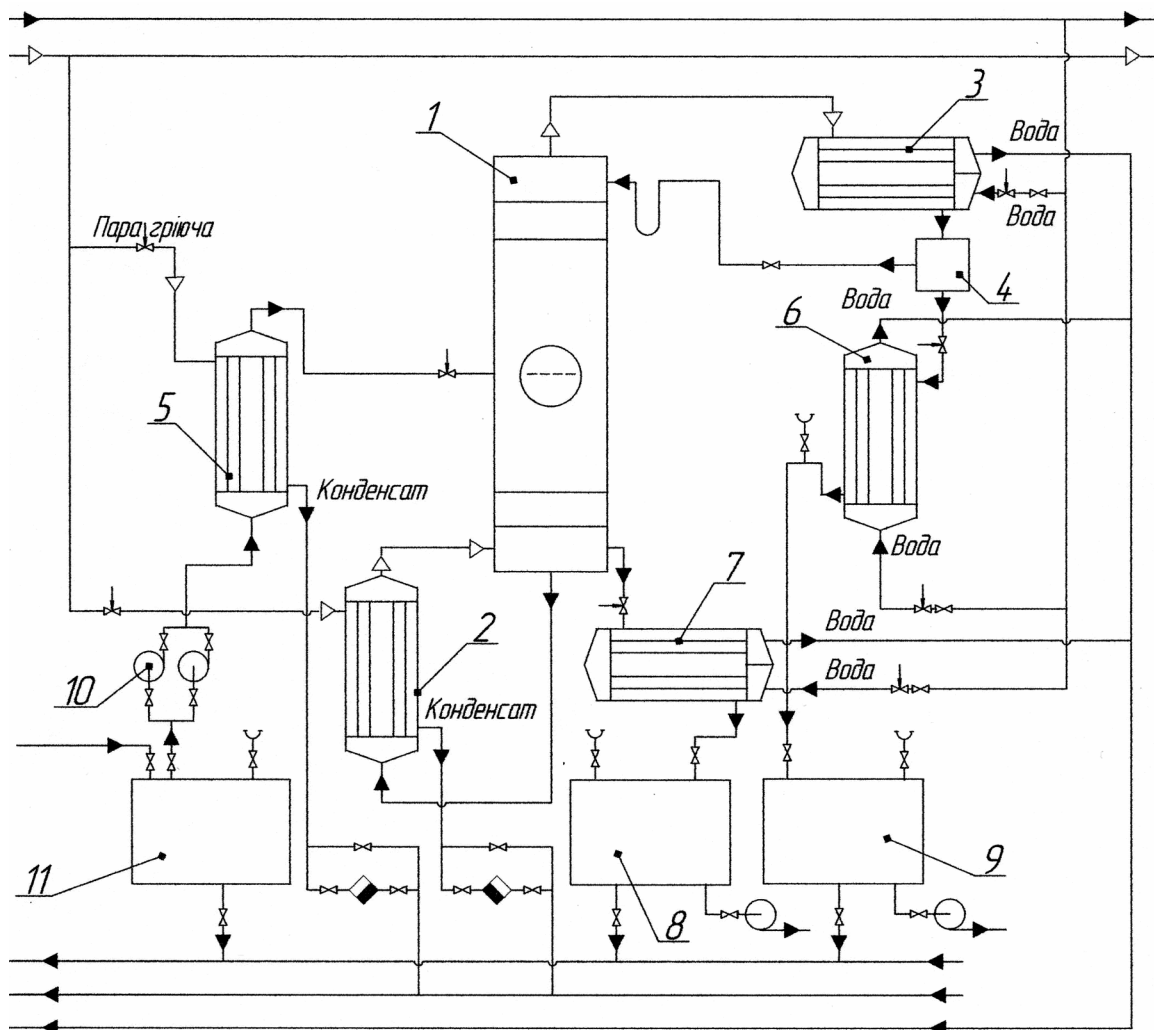
Періодично працюючі ректифікаційні установки знаходять використання в малотоннажних, нерівномірно працюючих виробництвах.

Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії наведена на рис. 6. Вихідна суміш, яка містить низькокиплячий та висококиплячий компоненти із проміжної ємкості 11 насосом 10 подається в теплообмінник – підігрівач 5, в якому нагрівається до температури кипіння, а потім надходить в ректифікаційну колону 1 на так звану тарілку живлення, яка поділяє колону на верхню частину (укріплюючу) та нижню (вичерпну). На тарілці живлення рідина змішується з флегмою, яка знаходиться в укріплюючій частині колони і, стікаючи по тарілках або насадці, взаємодіє з паром, що підіймається назустріч. При цьому з рідини видаляється низькокиплячий (легколеткий) компонент. Таким чином у вичерпній частині колони відбувається процес ректифікації. У куб колони 2 стікає рідина, яка складається майже повністю з висококиплячого компонента. Її частина, так званий кубовий залишок, безперервно відводиться та охолоджується в теплообміннику – холодильнику 7 і подається в ємкість 8. Решта рідини випаровується завдяки глухій парі, що підводиться до куба колони. Куб може бути виносним або вбудованим в колону.

Парова фаза підіймається по всій колоні знизу до верху, взаємодіє з флегмою в укріплюючій частині колони, насичується низькокиплячим компонентом і надходить до дефлегматора 3. Тут частина пари конденсується та, проходячи скрізь дільник 4, повертається до колони, в якій стікає у вигляді флегми зверху до низу. Друга частина пари надходить до холодильника –

конденсатора 6, де відбувається її конденсація та охолодження отриманого дистиляту. Охолоджений дистилят збирається в ємкості 9.

Ректифікаційна установка безперервної дії може працювати з повною або частковою конденсацією пари в дефлегматорі.



1 – ректифікаційна колона; 2 – кип'ятильник; 3 – дефлегматор; 4 – дільник флегми; 5 – підігрівач вихідної суміші; 6 – холодильник дистиляту (конденсатор-холодильник); 7 – холодильник кубового залишку; 8 – ємкість-збирач кубового залишку; 9 – ємкість-збирач дистиляту; 10 – насос; 11 – ємкість вихідної суміші.

Рисунок 6 – Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії

### 1.5 Конструкції ректифікаційних колон

Для ректифікації застосовують виключно апарати колонного типу – барботажні (тарілчасті) та насадкові ректифікаційні колони.

**В барботажних колонах** пара та рідина стикаються на спеціальних пристроях – тарілках. Особливістю тарілчастих колон на відміну від насадкових є ступінчатий характер зміни концентрації процесу.

Найбільш розповсюджені в процесах ректифікації тарілчасті колони як більш продуктивні, можуть працювати в широкому діапазоні навантажень і забезпечувати достатньо чітке розділення сумішей.

В промисловості застосовуються різноманітні конструкції барботажних колон. За способом зливу рідини з тарілок їх можна розділити на колони з тарілками із зливними пристроями та без них.

*У тарілчастих колонах із зливними пристроями* переливання рідини з тарілки на тарілку здійснюється з допомогою спеціальних пристроїв – зливних трубок, кишень і т.п. До тарілок із зливними обладнаннями належать сітчаста, ковпачкові, баластні та пластинчасті.

Тип тарілок вибирають за допомогою порівняльної оцінки стосовно конкретних умов розділення. Порівняння проводиться за такими показниками: продуктивності, ефективності, діапазону стійкості роботи, гідравлічного опору, утримуючої здатності, можливості роботи на забрудненій сировині, вартості або маси колони.

*Сітчасті тарілки* відрізняються простотою будови, легкістю монтажу, огляду та ремонту, невеликим гідравлічним опором. Вони стало працюють у досить широкому інтервалі швидкостей пари, причому в певному діапазоні навантажень за парою і рідиною ці тарілки мають високу ефективність. Разом з тим сітчаста тарілки чутливі до забруднень та осадів, які забивають їх отвори. При раптовому припиненні надходження пари або значного зниження її тиску із сітчастих тарілок зливається вся рідина і для відновлення процесу потрібно знову запускати колону. При великих навантаженнях гідравлічний опір тарілки дуже зростає, причому спостерігається значне винесення рідини.

*Ковпачкові тарілки* менш чутливі до забруднень і відзначаються більш широким інтервалом стійкості роботи колони при значних змінах навантажень за парою і рідиною, високою ефективністю, проте вони мають ряд недоліків (складність будови, висока вартість, низькі граничні навантаження по парі, відносно високий гідравлічний опір, складність очищення).

Останнім часом все більш широкого розповсюдження набувають *клапанні та баластні тарілки*, особливо для роботи в умовах значних змін швидкостей пари. Їх переваги: порівняно висока пропускна можливість за парою, постійна і висока ефективність в широкому інтервалі навантажень за газом, більш рівномірна робота і повна відсутність провалювання рідини у всьому інтервалі швидкостей пари. До недоліків цих тарілок варто віднести підвищений гідравлічний опір, складність будови, високу вартість, складність очищення.

*Пластинчасті тарілки*, на відміну від тарілок, що були розглянуті раніше, працюють при одно направленому рухові фаз, тобто кожна ступінь працює за принципом прямотечії, що дає можливість різко підвищити навантаження за парою і рідиною, в той час як колона в цілому працює з протитечією фаз і рідина є дисперсною фазою, а пара – суцільною, контактування рідини і пари відбувається на поверхні крапель та бризок. При такому режимі можна різко підвищити навантаження за парою і рідиною. Крім того, до їх переваг належать низький гідравлічний опір, можливість роботи з забрудненими рідинами, низька витрата металу при їх виготовленні.

На тарілці цього типу зменшується повздовжнє перемішування рідини, що призводить до збільшення рушійної сили масопередачі. До недоліків можна

віднести зниження ефективності при невеликих витратах рідини та всі недоліки, притаманні клапанним і баластним тарілкам.

У колонах з тарілками без зливних пристроїв пара і рідина проходять через одні й ті ж самі отвори та щілини. Такі тарілки називаються *провальними*. До них належать дірчасті, рейчасті, трубчаті та хвилясті.

Переваги провальних тарілок – це простота конструкції, низька вартість виготовлення та монтажу, порівняно невеликий гідравлічний опір.

Головний недолік – невеликий інтервал зміни швидкостей пари і рідини, в межах якого підтримується стійка та ефективна їх робота.

У більш широкому діапазоні працюють хвилясті провальні тарілки, проте вони складніші за будовою та монтажем.

**Насадкові колони** мають ряд переваг в порівнянні з тарілчастими, а саме простота устрою, можливість роботи з агресивними рідинами, більш низький, ніж в тарілчастих, гідравлічний опір. Вони заповнені насадкою – твердими тілами різної форми, які утворюють поверхню контакту між парою та рідиною та є більш дешевими в порівнянні з барботажними.

Рідина на кожному елементі насадки стікає у вигляді плівки, яка в деяких випадках не повністю їх змочує. Внаслідок цього насадкові колони менш ефективні, ніж тарілчасті.

При попередньому виборі насадки враховують продуктивність установки, леткість компонентів, ефективність розділення, забруднення суміші.

При виборі розмірів насадки слід керуватися наступним: чим більший розмір її елементів, тим більша продуктивність колони, менший гідравлічний опір і ефективність розділення. Рекомендують насадки, для яких відношення максимального власного розміру до діаметру колони не перевищує 0,125.

При розділенні компонентів з близькою леткістю використовують високоефективні насадки – кільця Діксон і Борад, насадки Стедмана та Гудлое. У багатотоннажних виробництвах застосовують насадку Спрейпак, плоскопаралельну або насадку із скловолокон.

При невеликому перепаді тисків у колоні краще використовувати більш дешеві та доступні насадки – кільця Рашига, Лесінга, Паля, кокс, кварц, гравій.

При виборі матеріалу насадки слід враховувати умови експлуатації – продуктивність, температуру, наявність забруднень, агресивність речовин.

Металеву насадку застосовують в апаратах, де можливе утворення осаду та виникає потреба в частій чистці апарата, а також у вакуумних колонах.

Графіт, кварц, пластмаси доцільно застосовувати для високоагресивних середовищ. Крім того, насадки із полімерів термічно нестійкі і не достатньо ефективно змочуються. Найбільш дешевим і розповсюдженим матеріалом насадок є фарфор і кераміка.

## 1.6 Розрахунок технологічних параметрів ректифікації

При розрахунку технологічних параметрів ректифікації, роблять такі припущення, які 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 дистилляту, склад залишку і флегмове число. Рівняння робочих ліній засновано на розгляді матеріального балансу ректифікаційної колони.

### 1.6.1 Матеріальний баланс процесу ректифікації

Матеріальний баланс в загальному вигляді:

$$F + RP = P(R + 1) + W,$$

звідки

$$F = P + W, \quad (1.6.1)$$

де  $F$ ,  $P$ ,  $W$  – масова витрата вихідної суміші, дистилляту та кубового залишку, відповідно, кг/с;

$R$  – дійсне, оптимальне флегмове число.

По низькокиплячому компоненту:

$$F \cdot x_f = P \cdot x_p + W \cdot x_w. \quad (1.6.2)$$

### 1.6.2 Рівняння робочої лінії верха та низу колони

Розглянемо два елементи  $n$  та  $n+1$  укріплюючої частини колони, при  $P=1$  кількість флегми буде  $R$ , тоді:

$$G_y = G_x + P = R + 1. \quad (1.6.3)$$

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

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

*Рівняння робочої лінії верхньої частини колони:*

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_p}{R+1}. \quad (1.6.4)$$

Матеріальний баланс для нижнього елемента вичерпної колони виражається рівнянням:

$$G_x = G_y + W, \quad (1.6.5)$$

$$G_x \cdot x_n = G_y \cdot y_{n+1} + W \cdot x_w, \quad (1.6.6)$$

$$G_x = F + R;$$

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

$$G_y = R + 1;$$

$$W = F - 1.$$

*Рівняння робочої лінії нижньої частини колони*

$$y_{n+1} = \frac{R+1}{R+1} \cdot x_n + \frac{f-1}{R+1} \cdot x_w, \quad (1.6.7)$$

де  $f$  – відносна витрата живлення;

$$f = \frac{F}{P} = \frac{x_p - x_w}{x_F - x_w}. \quad (1.6.8)$$

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.

### 1.6.3 Вибір та розрахунок флегмового числа

Флегмове число є основним параметром, що визначає заданий ступінь розділення в процесі ректифікації, і залежить від багатьох величин, які по різному впливають на розміри апарата та експлуатаційні витрати.

Розрахунок флегмового числа з урахуванням всіх факторів, які впливають на процес, досить складний, тому в інженерних розрахунках користуються наближеними методами.

Мінімальне флегмове число для колони безперервної дії визначається із рівняння :

$$R_{\min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (1.6.9)$$

де  $x_F, x_P$  – мольні частки низькокиплячого компонента в вихідній суміші і дистилаті, відповідно;

$y_F^*$  – мольна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважній з рідиною живлення, визначається за діаграмою  $t - x, y$  діаграми.

Мінімальне флегмове число для колони періодичної дії визначається із рівняння :

$$R_{\min(k)} = \frac{x_P - y_W^*}{y_W^* - x_W}, \quad (1.6.10)$$

де  $y_W^*$  – молярна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважному з кубовим залишком складу  $x_W$ .

Робоче (дійсне) флегмове число визначаємо за рівнянням Джілліленда:

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3. \quad (1.6.11)$$

Для колони періодичної дії флегмове число постійно збільшується і найбільше його значення буде в кінцевий момент перегонки, коли склад рідини в кубі досягає заданої величини  $x_W$ , тоді:

$$R = \beta \cdot R_{\min(k)}, \quad (1.6.12)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт надлишку флегми;  $\beta = (1,4 \div 5)$ .

#### 1.6.4 Тепловий баланс ректифікаційної колони безперервної дії

Тепловий баланс ректифікаційної колони складають з метою визначення теплового навантаження кип'ятильника та 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 виходить з верха колони  $t_p$  (рис. 7).

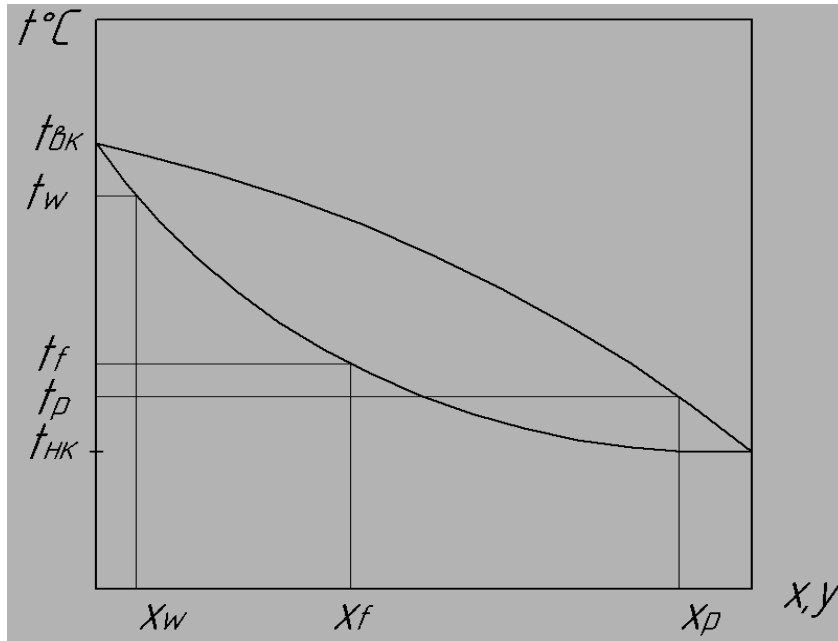


Рисунок 7 – Визначення температурного режиму роботи ректифікаційної установки

Знаходяться ці температури за допомогою діаграми фазової рівноваги  $t-x, y$  за відомими складами сумішей живлення  $x_f$ , куба  $x_w$  та дистилату  $x_p$  (рис.7). 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, контролю складу кубової рідини і дистилату, а також вибору параметрів гріючого агенту в кубі.

Розглянемо схему теплових потоків (рис. 8).

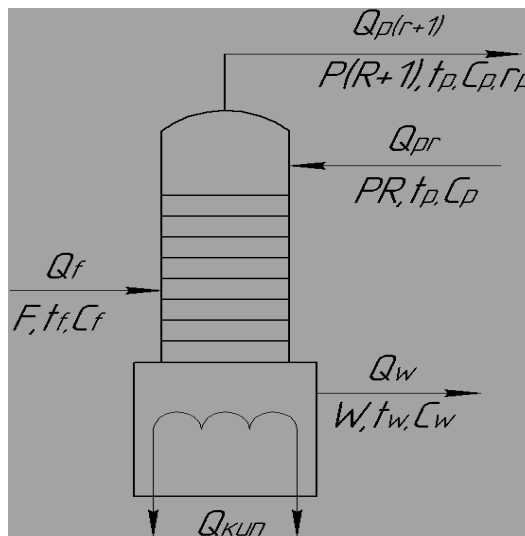


Рисунок 8 – Розподіл потоків для складання теплового балансу колони

*Прихід тепла*

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

З початковою сумішшю -  $Q_f = F \cdot i_f = F \cdot C_f \cdot t_f$

$$(1.6.13)$$

$$3 \text{ флегмою} - Q_{\phi} = P \cdot R \cdot i_p = P \cdot R \cdot C_p \cdot t_p \quad (1.6.14)$$

*Витрата тепла*

3 парами, які виходять із колони -

$$Q_p = P(R+1) \cdot i_n = P(R+1) \cdot (C_p \cdot t_p + r_p) \quad (1.6.15)$$

Із кубовим залишком – (1.6.16)

Втрати тепла в навколишнє середовище –  $Q_{\text{втр}}$ , Вт.

В формулах (1.6.13-1.6.16)  $i_f$ ,  $i_p$ ,  $i_w$ ,  $i_n$  – ентальпія початкової суміші, дистилляту, флегми і пари, які виходять із колони.

Таким чином, рівняння теплового балансу:

$$Q_{\text{куп}} + Q_f + Q_{\phi} = Q_{P(R+1)} + Q_w + Q_{\text{втр}}. \quad (1.6.17)$$

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:

$$Q_{\text{куп}} = \frac{Q_{P(R+1)} + Q_w - Q_f - Q_{\phi}}{1 - (0,03 \div 0,05)}. \quad (1.6.18)$$

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

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

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

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

$$G_{\text{ГП}} = \frac{Q_{\text{куп}}}{r \cdot x}, \quad (1.6.19)$$

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:

$$Q_{\partial} = P(R+1) \cdot r_{\phi}. \quad (1.6.20)$$

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

$$Q_{\partial} = P \cdot R \cdot r_{\phi}. \quad (1.6.21)$$

### 1.6.5 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:

$$Q_{нагр} = G_{ГП} \cdot r_{ГП} = F \cdot C_f (t_f - t_n) + Q_{втр} . \quad (1.6.22)$$

Витрати тепла на перегонку:

$$Q_{пер} = G_{ГП} \cdot r_{ГП} = P(R_{ср} + 1) \cdot [r_{ср} + C_p(t_p - t_f)] + Q_{втр} , \quad (1.6.23)$$

$F$  – кількість початкової суміші, кг;

$C_f, C_p$  – теплоємність початкової суміші і дистиляту, Дж/кг<sup>2</sup>·К;

$t_n$  – початкова температура суміші, °С;

$t_f$  – температура кипіння початкової суміші, °С;

$t_p$  – середня температура рідини, °С:

$$t_p = \frac{t_f + t_w}{2} , \quad (1.6.24)$$

$t_w$  – температура кипіння кубового залишку, °С;

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

$G_{ГП}$  – витрата гріючої пари, кг;

$r_{ГП}$  – теплота пароутворення гріючої пари, Дж/кг;

$R_{ср}$  – середнє флегмове число;

$Q_{вит}$  – витрати тепла в навколишнє середовище,  $Q_{втр} = (3 \div 5)\% Q_{пару}$

## 1.9 Графоаналітичне визначення теоретичного числа тарілок

1. Будуємо криву рівноваги -  $y^* = f(x)$ .
2. На вісі  $x$  відкладаємо мольні склади рідин –  $x_w$ ,  $x_F$ ,  $x_p$ .
3. Проводимо лінію рівних концентрацій, тобто діагональ -  $y = x$ .
4. Проводимо вертикалі  $x_w$  та  $x_p$ . На перетині з діагоналлю отримаємо точки  $a$  та  $c$ .

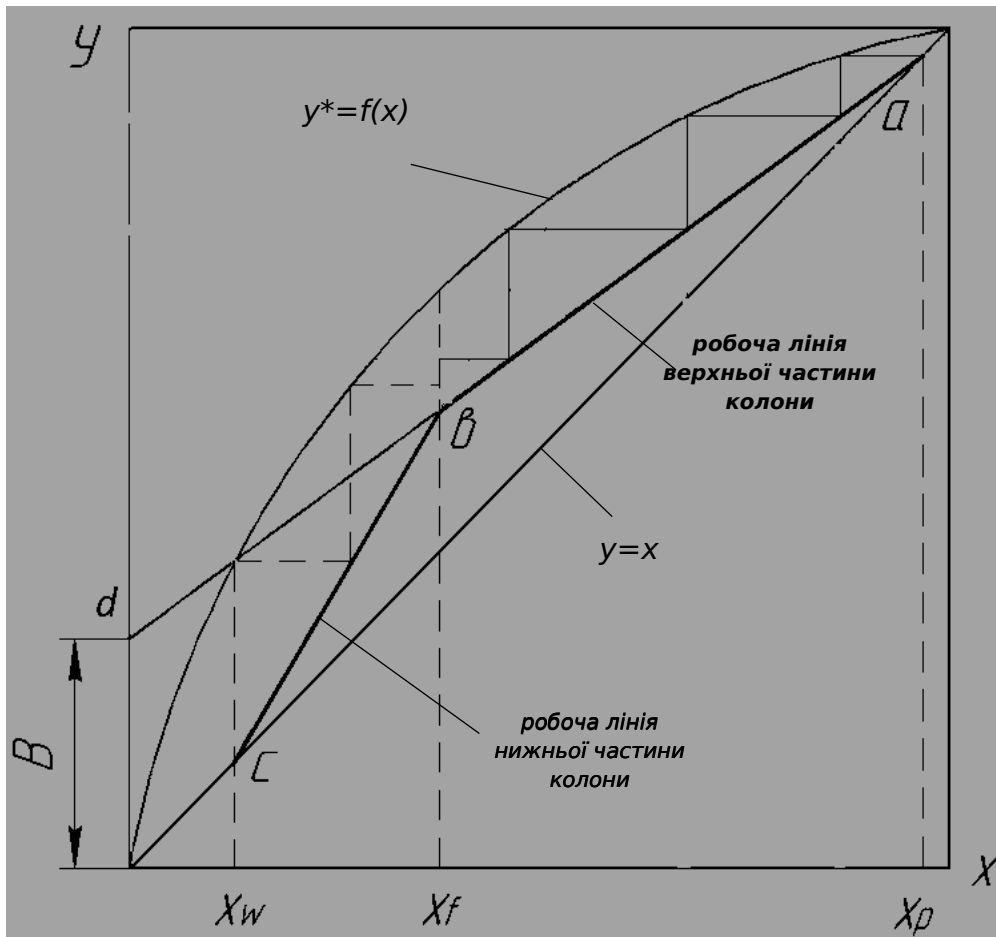


Рисунок 9 – Графоаналітичне визначення теоретичного числа тарілок

5. По вісі  $y$  відкладаємо значення  $B = \frac{x_p}{R + 1}$ . Отримаємо точку  $d$ . З'єднуємо точку  $a$  з точкою  $d$ .
6. Проводимо вертикаль  $x_F$ . На перетині вертикалі  $x_F$  з відрізком  $ad$  отримуємо точку  $b$ . З'єднуємо точку  $b$  з точкою  $c$ .
7. В результаті побудови отримаємо:
  - відрізок  $cb$  – робоча лінія нижньої частини колони;
  - відрізок  $ba$  – робоча лінія верхньої частини колони.
8. Будуємо ступінчасту лінію між кривою рівноваги та робочими лініями:
  - на ділянці  $x_w - x_F$ , тобто для нижньої частини колони, побудову ступінчастої лінії починаємо з точки  $c$ , проводячи вертикаль до кривої рівноваги, з отриманої точки проводимо горизонталь до робочої лінії  $cb$  і так далі. Ступінчасту лінію будуємо до тих пір, доки одна з горизонталей не досягне вертикалі  $x_F$ .
  - на ділянці  $x_F - x_p$ , тобто для верхньої частини колони, побудову ступінчастої лінії починаємо з точки  $a$ , проводячи горизонталь до кривої рівноваги, з отриманої точки проводимо вертикаль до робочої лінії  $ba$  і так далі. Ступінчасту лінію будуємо до тих пір, доки одна з горизонталей не досягне вертикалі  $x_F$ .

9. Визначаємо кількість горизонтальних відрізків ступінчастої лінії:

– для нижньої частини колони –  $n_T^{H.ч.}$  ;

– для верхньої частини колони –  $n_T^{B.ч.}$  .

10. Визначаємо загальну кількість горизонтальних відрізків ступінчастої лінії  $n_T = n_T^{H.ч.} + n_T^{B.ч.}$ , яка і дорівнює теоретичному числу тарілок.

## 2 МЕТА РОБОТИ

Ознайомитись з будовою та принципом роботи ректифікаційної установки безперервної дії при розділенні суміші етиловий спирт-вода. Визначити температурний режим роботи колони та середній ККД ковпачкової тарілки.

## 3 ОПИС УСТАНОВКИ

Схема лабораторної ректифікаційної установки безперервної дії наведена на рис. 10.

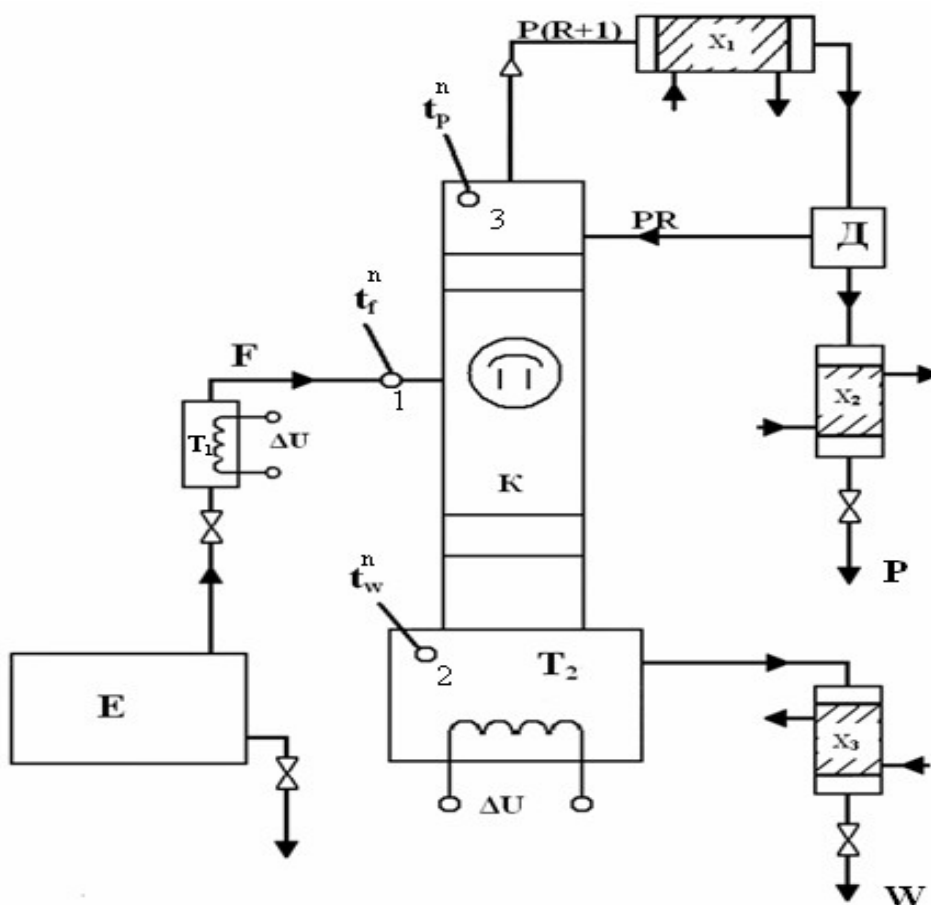
Вихідна суміш у кількості  $F$  з ємності  $E$  через електропідігрівач  $T_1$  подається у середню частину колони  $K$  на тарілку живлення. Ця тарілка поділяє колону на дві частини: верхню – укріплювальну та нижню – вичерпуючу. У кубі колони, що підігрівається електричним струмом, кипить кубова рідина. Пара, підіймаючись вгору, взаємодіє з рідиною, яка стікає. На кожній тарілці внаслідок контакту парової та рідинної фаз, відбувається перерозподіл компонентів між ними. Внаслідок цього процесу пара, що виходить з верху колони у кількості  $P(R+1)$ , переважно містить низькокиплячий компонент (етиловий спирт), а рідина, що стікає – висококиплячий компонент (воду).

Пара з колони надходить у дефлегматор  $X_1$ , де повністю конденсується. Частина конденсату через подільник флегми  $D$  у кількості  $P$  відбирається як верхній продукт дистилят, який попередньо охолоджується у холодильнику  $X_2$ . Друга частина в кількості  $PR$ , яка є флегмою, подається на зрошення в верхню частину колони у вигляді флегми. Флегма подається у колону з метою створення різниці концентрацій як рушійної сили, а також забезпечення наявності двох фаз. Накопичений нижній продукт (кубова рідина в кількості  $W$ ) відводиться через холодильник  $X_3$ . Всі холодильники охолоджуються проточною водою.

Установка обладнана відповідною запірною арматурною, яка забезпечує її роботу і дозволяє відібрати проби на аналіз.

Управління установкою здійснюється з пульта (на схемі не вказано).

Під час роботи установки контролюється температурний режим термометрами 1, 2, 3: температура кипіння вихідної суміші –  $t_f^n$ , температура кипіння кубового залишку –  $t_w^n$  і температура пари, що виходить із верху колони –  $t_p^n$ .



1 – термометр, який визначає температуру кипіння вихідної суміші –  $t_f^n$ ; 2 – термометр, який визначає температуру кипіння кубового залишку –  $t_w^n$ ; 3 – термометр, який визначає температуру пари, що виходить із верху колони –  $t_p^n$ .  $T_1$  – електропідігрівач вихідної суміші; К – ректифікаційна колона; Е – ємність для вихідної суміші;  $T_2$  – електропідігрівач кубу;  $X_1$  – дефлегматор;  $X_2$  – холодильник дистилляту;  $X_3$  – холодильник кубового залишку; Д – подільник флегми

Рисунок 10 – Схема лабораторної ректифікаційної установки безперервної дії

## 4 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ РОБОТИ

Дослідження роботи колони проводиться на суміші етиловий спирт–вода з точкою азеотропи, що відповідає суміші 96 мас.% спирту і 4 мас.% води, та має температуру кипіння  $78,15^\circ\text{C}$ .

4.1. Ознайомитись з лабораторною установкою, після чого з дозволу викладача приступити до роботи.

4.2. Подати охолоджуючу воду в холодильники  $X_1$ ,  $X_2$ ,  $X_3$ .

4.3. Приєднати пульт управління установкою до електромережі.

4.4. Подати напругу управління поворотом вимикача в положення «Струм».

4.5. Ввімкнути підігрівач живлення тумблером «Підігрів живлення» та підігрівати куб тумблером «Підігрів куба», розташованими на пульті управління, встановити напругу підігріву куба 30–40 В і протягом 5–10 хвилин підтримувати її незмінною. Після цього довести напругу до 90 В (період

прогрівання колони закінчено). Повільно збільшуючи напругу, довести температуру суміші до кипіння, контролюючи цей процес термометром 2, слідкуючи за інтенсивністю кипіння (кипіння не повинне бути бурхливим).

4.6. Подати живлення на колону.

4.7. Вивести роботу установки на режим. За допомогою подільника флегми Д, роботою якого керують з пульта, весь одержаний верхній продукт (дистилят) повертають у колону, поки колона не вийде на режим. З цією метою тумблери «Автоматичне керування» і «Ручне керування» встановити у таке положення, щоб постійно горіла лампочка «Клапан закритий».

Досягнення рівноваги визначають аналізом відібраних проб дистиляту і кубового залишку, доки не повторюватимуться отримані результати. Проби відбирають через визначені проміжки часу (2...3 хвилини) невеликими порціями для того, щоб зменшити до мінімуму зміну концентрації в установці, викликану відбором.

4.8. Встановити в автоматичному режимі задане флегмове число  $R=4...10$  і ввімкнути тумблер «Автоматичне керування».

Флегмове число регулюється відповідними регуляторами. При цьому встановлюється визначене співвідношення часу закритого та відкритого положення клапана.

4.9. Перевірити правильність встановлення флегмового числа:

$$R = \frac{\tau_1}{\tau_2},$$

де  $\tau_1$ ,  $\tau_2$  – час, за який відповідно здійснюється відбір флегми та дистиляту, с, визначається за секундоміром.

4.10. Визначити температури пари в верхній частині колони, кипіння вихідної суміші та кипіння у кубі колони:  $t_p^n$  – термометром 3,  $t_f^n$  – термометром 1,  $t_w^n$  – термометром 2.

## 5 МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ

5.1. Відібрані проби проаналізувати. Аналіз провести за допомогою рефрактометра ІРФ-454 у такій послідовності: протерти етиловим спиртом приладовий столик; нанести піпеткою одну краплю відібраної проби (вихідної суміші, кубової рідини та дистиляту). Встановити межу розділу у центрі перехрестя. За нижньою шкалою зняти показання (число поділок). Потім за градірованим графіком визначити концентрацію аналізованої проби у масових відсотках. За даними температури кипіння вихідних компонентів визначити низькокиплячий компонент та висококиплячий компонент. Температура кипіння етилового спирту  $78,3^\circ\text{C}$ , а води  $100^\circ\text{C}$ , тому низькокиплячий компонент – етиловий спирт, а висококиплячий компонент – вода.

Зробити перерахунок масових концентрацій у мольні частки. Так як в законах фазової рівноваги наведені мольні концентрації, а склади суміші визначені в масових відсотках, то для подальших розрахунків їх необхідно привести до однієї розмірності.

Мольні концентрації вихідної суміші  $x_F$ , дистилляту  $x_D$  та кубового залишку  $x_W$  знаходимо за формулою:

$$x_i = \frac{\frac{x_{HK}}{M_{HK}}}{\frac{x_{HK}}{M_{HK}} + \frac{100 - x_{HK}}{M_{BK}}},$$

де  $M_{HK}$  – мольна маса низькокиплячого компонента – етилового спирту,  $M_{HK} = 46$  кг/кмоль;

$M_{BK}$  – мольна маса висококиплячого компонента – води,  $M_{BK} = 18$  кг/кмоль;

$x_{HK}$  – масовий вміст низькокиплячого компоненту суміші, (% (мас.));

$x_i$  – мольна частка низькокиплячого компонента суміші, (кмоль етилового спирту/кмоль суміші).

5.2. Побудувати ізобарну криву  $t$ - $x$ - $y$  та визначити температурний режим роботи ректифікаційної колони для системи етиловий спирт–вода.

Температурний режим роботи ректифікаційної колони визначаємо графічним способом за допомогою ізобарної діаграми, яку будуємо в координатах  $t - x, y$  за додатком 1.

За заданим складом компонентів знаходимо:

- температуру кипіння вихідної суміші:  $t_F$  при  $x_F$
- температуру кипіння кубового залишку:  $t_W$  при  $x_W$
- температуру пари, яка виходить з колони:  $t_D$  при  $x_D$ .

Знаходяться дані температури за допомогою графіка  $t$ - $x, y$  за відомими складами сумішей живлення  $x_f$ , куба  $x_w$  і дистилляту  $x_p$ . 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 дистилляту, а також вибору параметрів гріючого агента в кубі.

Знайдені температури порівняти з температурами  $t_p^n, t_f^n, t_w^n$ .

5.3. Побудувати криву рівноваги  $y$ - $x$  (за додатком 1) та графічно визначити число теоретичних ступенів зміни концентрацій.

5.4. Визначити середній ККД тарілки:

$$\eta = \frac{n_m}{n_d},$$

де  $n_m$  – теоретичне число тарілок (за графіком кривої рівноваги в координатах  $y$ - $x$ );

$n_d$  – дійсне число тарілок ( $n_d = 10$ ).

5.5. Дані занести до таблиці 1.

Таблиця 1 – Дослідні та розрахункові дані

| Параметр                                      | Позначення  | Одиниці вимірювання                 | Значення |
|-----------------------------------------------|-------------|-------------------------------------|----------|
| Флегмове число                                | $R$         |                                     |          |
| Дистилят:                                     |             |                                     |          |
| Коефіцієнт заломлення                         | $n_p$       |                                     |          |
| Масовий вміст                                 | $\bar{x}_p$ | % (мас.)                            |          |
| Мольна частка                                 | $x_p$       | <u>кмоль спирту</u><br>кмоль суміші |          |
| Вихідна суміш:                                |             |                                     |          |
| Коефіцієнт заломлення                         | $n_f$       |                                     |          |
| Масовий вміст                                 | $\bar{x}_f$ | % (мас.)                            |          |
| Мольна частка                                 | $x_f$       | <u>кмоль спирту</u><br>кмоль суміші |          |
| Кубовий залишок:                              |             |                                     |          |
| Коефіцієнт заломлення                         | $n_w$       |                                     |          |
| Масовий вміст                                 | $\bar{x}_w$ | % (мас.)                            |          |
| Мольна частка                                 | $x_w$       | <u>кмоль спирту</u><br>кмоль суміші |          |
| Температурний режим, визначений за приладами: |             |                                     |          |
| Температура пари, що виходить з колони        | $t_p^n$     | °C                                  |          |
| Температура кипіння вихідної суміші           | $t_f^n$     | °C                                  |          |
| Температура кипіння у кубі колони             | $t_w^n$     | °C                                  |          |
| Температурний режим розрахунковий:            |             |                                     |          |
| Температура пари                              | $t_p$       | °C                                  |          |
| Температура кипіння вихідної суміші           | $t_f$       | °C                                  |          |
| Температура кипіння у кубі колони             | $t_w$       | °C                                  |          |
| ККД                                           | $\eta$      | -                                   |          |

## 6 ЗМІСТ ЗВІТУ

1. Назва лабораторної роботи.
2. Мета роботи.
3. Схема установки та її опис.
4. Таблиця дослідних та розрахункових даних.
5. Розрахунки.
6. Графічне визначення температурного режиму роботи колони.
7. Графічне визначення теоретичного числа тарілок.

## 8. Висновок.

## 7 КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ

1. Мета роботи.
2. Що таке ректифікація. Галузь застосування.
3. Що таке дистиляція. Галузь застосування.
4. Класифікація рідких сумішей.
5. Закон Рауля. Визначення. Формула. Розшифровка величин.
6. Закон Дальтона. Визначення. Формула. Розшифровка величин.
7. Закон Коновалова. Визначення.
8. Матеріальний баланс ректифікації. Формули. Розшифровка величин.
9. Рівняння робочої лінії верхньої частини колони. Розшифровка величин.
10. Рівняння робочої лінії нижньої частини колони. Розшифровка величин.
11. З якою метою будується діаграма  $t-x, y$  та діаграма  $y-x$ ?
12. Що таке флегма?
13. Формула розрахунку мінімального флегмового числа для колони безперервної дії. Розшифровка величин.
14. Формули розрахунку робочого флегмового числа. Розшифровка величин.
15. Що таке ККД тарілки? Формула розрахунку, фізичний зміст та від чого він залежить.
16. Тепловий баланс ректифікації в загальному вигляді. Формула. Розшифровка величин.
17. Переваги безперервної ректифікації в порівнянні з періодичною.
18. Класифікація тарілок.
19. Типи насадок.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 750 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 575 с.

### Додаток 1

Рівноважні склади рідина–пара для системи етиловий спирт–вода при атмосферному тиску (101305 Па)

| Температура | Мольні частки |       |
|-------------|---------------|-------|
|             | $x$           | $y$   |
| 100,0       | 0,00          | 0,00  |
| 90,5        | 0,05          | 0,332 |
| 86,5        | 0,10          | 0,442 |
| 83,2        | 0,20          | 0,531 |
| 81,7        | 0,30          | 0,576 |
| 80,8        | 0,40          | 0,614 |
| 80,0        | 0,50          | 0,654 |
| 79,4        | 0,60          | 0,699 |
| 79,0        | 0,70          | 0,753 |
| 78,6        | 0,80          | 0,818 |
| 78,4        | 0,90          | 0,898 |
| 78,4        | 1,00          | 1,00  |