

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

2407

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ  
до виконання курсового проекту  
“РОЗРАХУНОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ”  
проектуювання насадкової колони  
з курсу “ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ”  
для студентів  
IV – V курсів усіх спеціальностей і форм навчання

Затверджено на засіданні кафедри  
процесів та апаратів хімічної  
технології.  
Протокол № 11 від 25.05.12.

Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему “Розрахунок ректифікаційної установки безперервної дії” проектування насадкової колони з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV – V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: Т.П. Єльцова, Т.В. Гриднева, П.В. Рябік. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2012. – 46 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 виконання курсового проекту “Розрахунок ректифікаційної установки безперервної дії” проектування насадкової колони з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання

Укладачі: ЄЛЬЦОВА Тетяна Петрівна  
ГРИДНЄВА Тетяна Василівна  
РЯБІК Павло Васильович

Авторська редакція

Підписано до друку 27.12.12. Друк різнограф. Формат 60×84 1/16. Облік.-вид. арк. 2,04. Папір ксерокс. Умовн.-друк. арк. 2,09. Тираж 50 примірників. Зам. № 103. Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

---

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

Методичні вказівки призначені для студентів усіх спеціальностей і форм навчання, що вивчають курс «Процеси та апарати хімічної технології».

У роботі наведені рекомендації та приклад розрахунку насадкової колони до виконання курсового проекту по розділу «Ректифікація».

Методичні вказівки розроблені з метою допомоги студентові в роботі над спеціальною літературою, стандартами, нормативами, оволодінням методиками технологічних, конструктивних та інших розрахунків ректифікаційних колон та допоміжного обладнання, їх графічного зображення, які передбачені при виконанні курсового проекту по розділу «Ректифікація».

Для виконання проекту студенту видається завдання на проектування, варіант якого він вибирає в методичних вказівках [1, 2]. В завданні, як правило, вказані: назва установки, її продуктивність, склад вихідної суміші та продуктів перегонки, тип ректифікаційної колони або іншого апарату установки, який необхідно спроектувати.

Недостатні для розрахунку дані студент обґрунтовано приймає самостійно.

Курсовий проект – комплект конструкторських документів, до яких входять текстова частина та графічні документи.

Об'єм курсового проекту – пояснювальна записка та один або два листи креслень формату А1 – технологічна схема установки та загальний вид апарату, які виконуються згідно вимогам оформлення конструкторської документації. Вимоги до оформлення пояснювальної записки та графічного матеріалу наведені в методичних вказівках [3].

Пояснювальна записка повинна включати в себе такі розділи:

1. Вступ;
2. Загальна частина;
3. Технологічний розрахунок установки;
4. Конструктивний розрахунок апарату, який вказаний в завданні для проектування;
5. Гідравлічний розрахунок.

В кінці пояснювальної записки приводиться список використаної літератури.

Зміст розділів пояснювальної записки.

У розділі «Вступ» приводиться повна характеристика компонентів суміші, а саме:

1.1. Фізико-хімічні властивості – хімічна формула, мольна маса, температури кипіння та розкладу, розчинність один в одному, густина, теплоємність, теплопровідність, а також дію на організм і корозійні властивості;

1.2. Основні методи отримання компонентів суміші та їх застосування в хімічній технології.

В «Загальній частині» розглядаються такі питання:

2.1. Теоретичні основи процесу ректифікації;

2.2. Вибір та обґрунтування прийнятої до проектування технологічної схеми установки на основі аналізу існуючих та опис її роботи;

2.3. Вибір конструкції вказаного в завданні апарату на основі порівняння з аналогічними типами, устрій та принцип його роботи;

2.4. Вибір матеріалу корпусу та вузлів апарату;

2.5. Робочі умови процесу (тиск, температура, вид теплоносіїв).

В розділі «Технологічний розрахунок установки» виконуються основні технологічні розрахунки згідно існуючих рекомендацій [4, 5], а саме:

3.1. Матеріальний баланс процесу ректифікації, з якого визначають вихід дистиляту та кубового залишку;

3.2. Температурний режим роботи установки з допомогою діаграми  $t - x, y$ ;

3.3 Флегмове число;

3.4. Матеріальні потоки установки (кількість дистиляту, кубового залишку, флегми, витрата пари, води);

3.5. Тепловий баланс установки, з якого визначають теплові навантаження апаратів, витрату гріючої пари та охолоджуючої води.

В розділі «Конструктивний розрахунок» визначають:

4.1. Діаметр колони;

4.2. Висоту колони;

4.3. Діаметри патрубків для входу-виходу матеріальних потоків;

4.4. Вибір стандартних деталей та вузлів апарату (фланців, дна, кришки, люків, тарілок, опорних решіток, опори апарату) за ГОСТами [5, 6].

В розділі «Гідравлічний розрахунок» знаходиться гідравлічний опір колони або іншого проєктованого апарату, що необхідно для визначення енергетичних витрат на транспортування технологічних потоків через апарат.

В розділі «Механічний розрахунок» виконуються розрахунки на міцність вибраних вузлів і деталей з метою відповідності вказаних в Держстандарті товщини корпусу, днища, кришки та інших розмірів робочим умовам апарату (температурі, тиску, гідравлічним випробуванням) [5, 6].

Креслення принципової технологічної схеми приводиться з зображенням усіх машин і апаратів, необхідних для проведення процесу без дотримання масштабу, але без порушення співвідношення їх габаритних розмірів.

Апарати з'єднуються технологічними (матеріальними і енергетичними) потоками, які зображуються лініями основного контуру. Загальні вимоги до оформлення технологічної схеми наведені в методичних вказівках по оформленню курсових проєктів [3].

Трубопроводи та пристрої, які забезпечують функціональний зв'язок між апаратами на схемі не повинні перехрещуватись, тому при перетині технологічних ліній на вертикальних лініях повинно зображати обвід.

Магістральні трубопроводи доцільно розміщувати нижче або вище основного обладнання, до якого підходять розводки трубопроводів.

На основних технологічних трубопроводах необхідно привести технічні характеристики середовища в трубопроводі: витрату, концентрацію, тиск, температуру. Ці дані вносять в накреслені тонкою лінією прямокутні рамки, які з'єднуються тонкою лінією з трубопроводом.

Графічні умовні зображення апаратів, арматури та пристроїв, які відповідають стандартам, наведені в методичних вказівках [3] і повинні бути використані при розробці технологічної схеми.

Креслення загального виду апарата визначає конструкцію виробу, показує взаємодію його основних складових і пояснює принцип його роботи. Вимоги до креслення загального виду апарату наведені в методичних вказівках до оформлення курсових проектів [3].

Для прикладу, приводимо варіант розрахунку ректифікаційної насадкової колони періодичної дії.

Завдання. Розрахувати ректифікаційну установку безперервної дії для розділення суміші метанол-вода, продуктивністю  $G_f = 1660$  кг/год. Вміст легколеткого компонента у вихідній суміші  $\bar{x}_f = 40\%$ , в дистилляті  $\bar{x}_p = 97\%$ , в кубовому залишку  $\bar{x}_w = 8\%$  (% масові). Спроекувати колону насадкового типу.

## ВСТУП

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). Найбільш поширені способи розділення рідин це проста перегонка, ректифікація та екстракція.

Для вибору способу розділення суміші метилового спирту та води необхідно знати початковий склад, концентрацію дистиляту, кубового залишку та фізико-хімічні властивості компонентів.

Метилловий спирт (метанол, карбоніл, деревний спирт) найпростіший представник одноатомних спиртів. Вперше був виділений Ж.Дюма та Е. Пелі в 1834 р. при сухій перегонці деревини. Являє собою безбарвну рідину із запахом подібним до етилового спирту. З повітрям пари метилового спирту утворюють вибухонебезпечну суміш в межах 6,72 ÷ 36,5% об. Змішується з водою в будь-яких співвідношеннях, бензолом, чотирихлористим вуглецем утворює азеотропні суміші. Горить блакитним полум'ям [7].

При звичайних умовах стійкий, при 300 ÷ 400<sup>0</sup>С і атмосферному тиску розкладається на СО та Н<sub>2</sub>. Одержують із природного та коксового газів при тиску 30 ÷ 50 МПа і температурі 300 ÷ 375<sup>0</sup>С на каталізаторі.

Застосовують у виробництві формальдегіду, пластмас, уротропіну, мочевино-формальдегідних добрив, додають для збільшення октанового числа моторних палив та для приготування розчинників.

Сильна отрута. Діє на нервово-судинну систему. При вживанні 5-10мл призводить до тяжкого отруєння, а 30 мл і більше до смерті. В пароподібному стані діє на дихальні шляхи та слизисті оболонки очей, проникає через шкіру, вражає зорові нерви. При дії на вуглецеву сталь не проявляє агресивності [6].

Інші фізичні властивості метанолу наведені в таблиці 1.1.

Вода – найпростіша стійка сполука водню з киснем. В звичайних умовах рідина без запаху, смаку та кольору. Входить до складу різних мінералів (глини, піску), знаходиться в рослинах та тваринах, присутня в землі та атмосфері.

Здатна розчиняти більшість неорганічних кислот, солі, газу (NH<sub>3</sub>, СО<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub> та ін.). Із органічних речовин розчиняє лише ті, в молекулах яких присутні в значній мірі полярні групи (спирти, аміни, нітрили, органічні кислоти, цукор).

В природних умовах з вмістом до 0,1% розчинених в ній солей називається прісною, від 0,1 до 5% - мінералізованою.

Фізичні параметри води наведені в таблиці 1.1. при t=20<sup>0</sup>С.

Таблиця 1.1.–Фізичні властивості метанолу та води

Компонент	Хімічна Формула	$T_{\text{кип.}}^{\circ\text{C}}$	Молярна маса кг/к·моль	Тиск насиченої пари, мм рт.ст.	Густина, кг/м <sup>3</sup>	В'язкість, Па·с	Теплота паро- утворення, кДж/кг	Теплоємність, кДж/кг·К	Коефіцієнт тепло- провідності, Вт/м·К
Метило- вий спирт	CH <sub>3</sub> O H	64,5	32	88,92	792	$0,584 \cdot 10^{-3}$	1173	2,658	0,212
Вода	H <sub>2</sub> O	100	18	21,88	998	$1 \cdot 10^{-3}$	2493	4,19	0,599

Таким чином, компоненти суміші метанол-вода необмежено розчинні, термічно стійкі, мають значну різницю температур кипіння (метанол-низькокиплячий компонент, вода – висококиплячий).

Тому екстракцію, яку застосовують для розділення сильно розбавлених, термічно нестійких та близькокиплячих компонентів сумішей, приймати недоцільно.

Простою перегонкою неможливо досягти заданого складу дистиляту ( $\bar{x}_p = 97\%$ ) з вихідної суміші ( $\bar{x}_f = 40\%$ ).

Тому для розділення суміші метанол-вода приймаємо більш складніший спосіб перегонки-ректифікацію.

## 2. ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

### 2.1. Обґрунтування та вибір способу розділення рідких однорідних сумішей

Одним з найбільш розповсюджених методів розділення рідких однорідних сумішей, які мають у своєму складі два, або більше компонентів, є перегонка (дистиляція і ректифікація). Перегонка включає часткове випаровування бінарної суміші з послідууючою конденсацією утвореної пари.

За допомогою перегонки розділяють суміші, всі складові компоненти яких мають різну леткість при одній і тій же температурі. Якщо суміш в своєму складі має два компонента (бінарна), то при перегонці пар буде мати більше низькокиплячого компонента (Н.К.), в порівнянні з вихідною сумішшю. Таким чином, в процесі перегонки рідинна фаза збіднюється, а парова збагачується н.к. Рідина, яка не випарувалась, має склад більш багатий висококиплячим компонентом (В.К.). Ця рідина називається кубовим залишком, а рідина, що отримана в результаті конденсації пари – дистилятом, або ректифікатом. Степінь збагачення парової фази н.к. при рівних умовах залежить від виду перегонки. Існують два принципово відмінних виду перегонки: проста перегонка (дистиляція) та ректифікація.

Проста перегонка – це процес одноразового часткового випаровування рідкої однорідної суміші та конденсації утвореної пари.

Перегонка буває декілька видів: фракційна перегонка, перегонка з дефлегмацією, перегонка з водяною парою.

Просту перегонку застосовують тільки для розділення однорідних сумішей, леткості яких дуже різняться, тобто для попереднього грубого розділення.

Значно більш повне розділення рідких сумішей на компоненти досягається шляхом ректифікації.

### 2.2. Фізико – хімічні основи процесу ректифікації

Ректифікація – це процес розділення рідких однорідних сумішей на складові компоненти шляхом багаторазового часткового випаровування рідини з послідууючою конденсацією утвореної пари, яке не знаходяться в термодинамічній рівновазі і рухаються протитечією. Контактуючі потоки рідини і пари мають різну температуру.

При ректифікації досягається достатньо висока степінь розділення. Суть процесів, з яких складається ректифікація і результати, отримані при цьому можна прослідкувати з допомогою  $t - x, y$  – діаграми (рис. 2.1.). Де  $x$  – мольна частка низькокиплячого компонента в рідинній фазі, а  $y$  – мольна частка низькокиплячого компонента в паровій фазі, рівноважної з рідинної при відповідній температурі  $t$ .

Нагріваючи вихідну суміш складу  $x_1$  до температури кипіння, отримуємо пару, що знаходиться в рівновазі з рідиною (точка  $b$ ). Відбір і



конденсація цієї пари дають рідину складу  $x_2$ , збагачену Н.К. ( $x_2 > x_1$ ). Нагріваючи цю рідину до температури кипіння  $t_2$ , отримуємо пару (точка d), конденсація якої дає рідину з ще більшим складом Н.К. ( $x_3$ ) і т.д. Проводячи таким чином послідовно ряд процесів випарювання рідини і конденсації пари, можна отримати в кінцевому результаті рідину (дистилят), яка представляє собою практично чистий Н.К.

*Зображення процесу розділення бінарної суміші шляхом ректифікації на діаграмі  $t - x, y$*

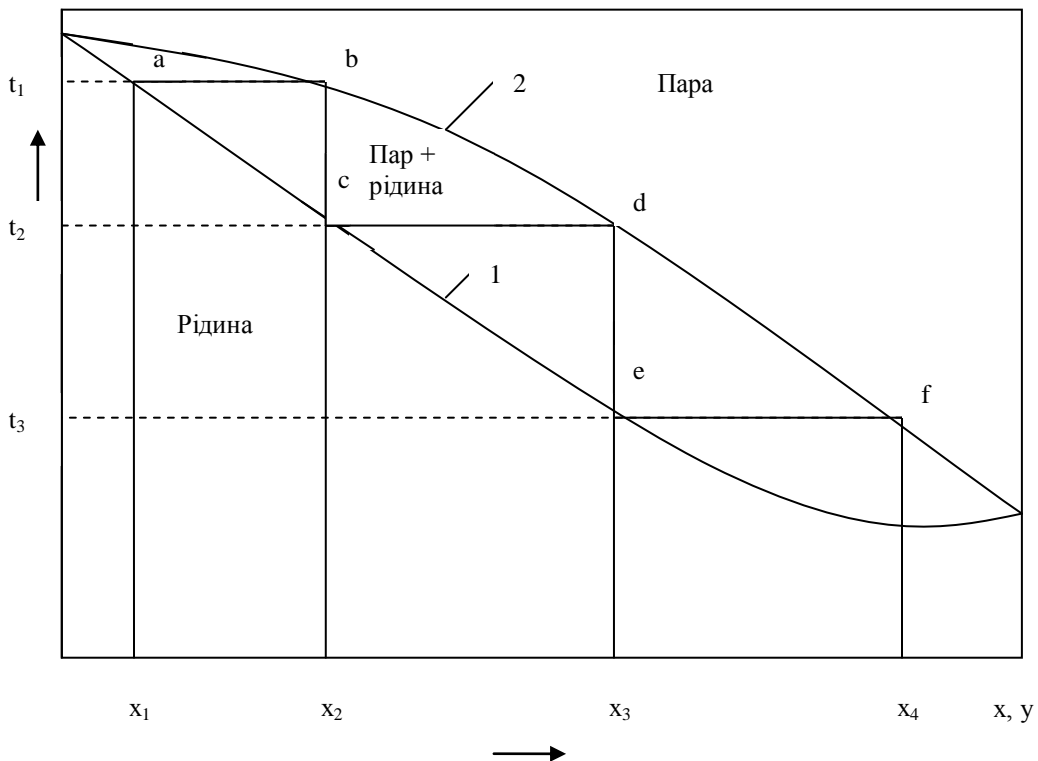


Рис. 2.1: 1 – ізобара кипіння (випарювання); 2 – ізобара конденсації

Аналогічно, виходячи із парової фази, яка відповідає складу рідини  $x_4$ , шляхом проведення ряду послідовних процесів конденсації та випарювання можна отримати рідину (кубовий залишок), що складається майже цілком із висококиплячого компонента.

При взаємодії фаз між ними протікає масо - і теплообмін. В результаті кожного контакту компоненти перерозподіляються між фазами: пара збагачується н.к., а рідина – в.к.

Шляхом ректифікації можна розділяти однорідні ідеальні рідинні суміші з необмеженою розчинністю. Ці суміші підлягають законам Рауля і Дальтона.

Закон Рауля – якщо суміші складаються з компонентів А і В, то парціальний тиск кожного компонента, наприклад А, буде прямопропорційно його мольній долі у рідинній фазі.

Закон Рауля для компоненту А:

$$P_a = P_a^* \cdot X_a,$$

де  $P_a$  – парціальний тиск компоненту А у паровій фазі;  
 $P_a$  – тиск насиченої пари над чистим компонентом А;  
 $X_a$  – мольна доля компоненту А у суміші.

Закон Рауля для компоненту В:

$$P_B = P_B^* \cdot X_B = P_B^* (1 - X_a)$$

де  $P_B$  – парціальний тиск компоненту В у паровій фазі над сумішшю;

$P_B$  – тиск насиченої пари над чистим компонентом В – леткістю;  
 $X_B$  – мольна доля компоненту В в вихідній суміші.

Закон Дальтона – згідно закону загальний тиск пари над сумішшю дорівнює сумі парціальних тисків його компонентів:

$$P = P_a + P_B = P_a^* X_a + P_B^* (1 - X_a)$$

На підставі законів Рауля та Дальтона можна визначити рівноважний вміст рідинної та парової фаз.

Вміст компоненту А в рідинній фазі:

$$x_A = \frac{P - P_B}{P_A - P_B},$$

Вміст компоненту А в паровій фазі:

$$y_A^* = \frac{P_A}{P} \cdot x_A,$$

$y_A^*$  – вміст компоненту А в паровій фазі рівноважного з вихідною сумішшю.

Неідеальні суміші (реальні) мають позитивне або негативне відхилення від закону Рауля. Для цілого ряду таких сумішей кількісні відхилення від закону Рауля настільки великі, що приводять до якісно нових властивостей сумішей. При деякому складі такі суміші мають постійну температуру кипіння, яка може бути мінімальною, або максимальною, а ці суміші мають назву азеотропних, або нероздільно киплячих. Для них склад рівноважної пари над сумішшю дорівнює складу рідини при постійній температурі кипіння ( $y = x$ ). Фазові діаграми азеотропних сумішей представлені на рис. 2.2.

Розділення азеотропних сумішей можливо лише з допомогою спеціальних видів перегонки, які реалізуються шляхом введення в систему допоміжного компонента.

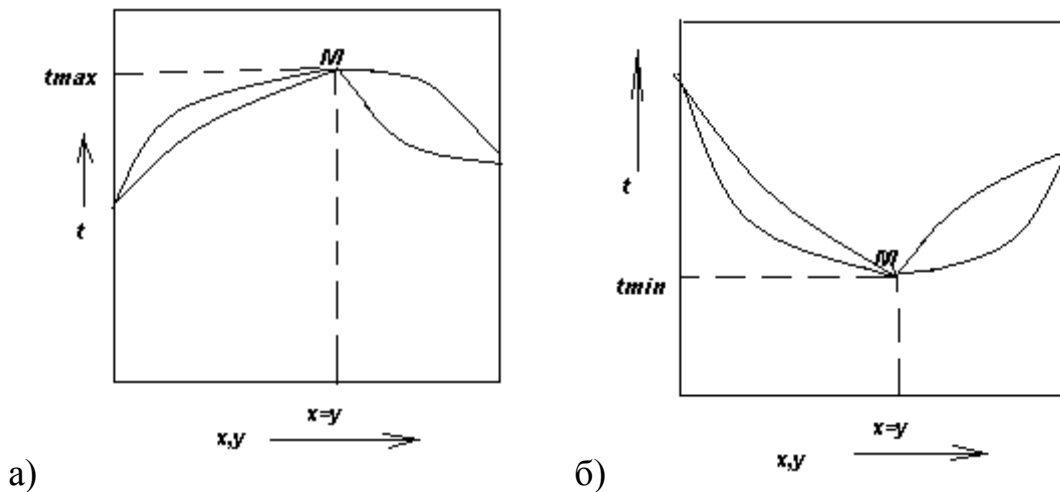


Рис. 2.2: Фазові діаграми азеотропних сумішей  
 а) – фазова діаграма азеотропної суміші з максимумом температури кипіння; б) – фазова діаграма азеотропної суміші з мінімумом температури кипіння

### 2.3. Вибір та обґрунтування схеми установки

Обґрунтування прийнятої до проектування технологічної схеми ректифікаційної установки безперервної дії виконується на основі заданих показників для роботи ректифікаційної колони по продуктивності вихідної суміші, що розділяється, її складу, вмісту низькокиплячого та висококиплячого компоненту, їх фізичних властивостей, тиску в апараті та ступені розділення.

В хімічній, нафтохімічній та інших галузях використовують процеси ректифікації періодичні, або безперервні.

При безперервній ректифікації умови роботи установки, тобто витрата, склад початкової суміші, температурний режим, вихід цільових компонентів (дистилляту та кубового залишку), гріючої пари і охолоджуючої води не змінюються на протязі всього процесу. Це дає можливість встановити точний режим роботи установки, спростити обслуговування, проводити процес з допомогою програмного управління в оптимальних умовах, полегшує автоматизацію процесу. Відсутність простоїв між операціями підвищує продуктивність установки та зменшує витрату теплоносія (гріючої пари) на процес ректифікації.

### 2.4. Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії

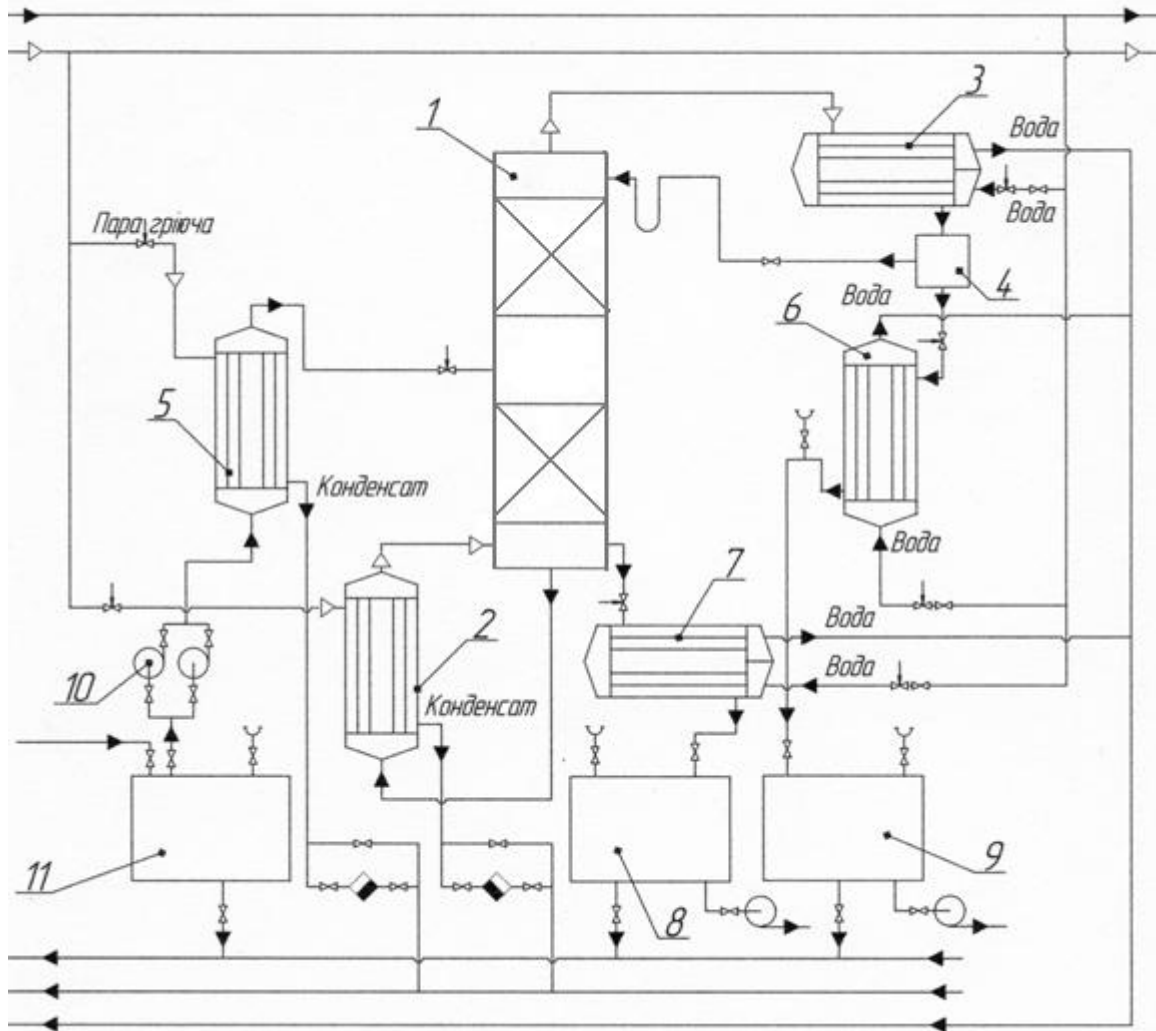
Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії наведена на рис. 2.3. Вихідна суміш, яка містить низькокиплячий та висококиплячий компоненти із проміжної ємкості 11 насосом 10 подається в теплообмінник – підігрівач 5, в якому нагрівається до температури кипіння, а

потім поступає 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 тарілкам або насадці, взаємодіє з парою, 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 дистилату (конденсатор-холодильник); 7 – холодильник кубового залишку; 8 – ємкість-збирач кубового залишку; 9 – ємкість-збирач дистилату; 10 – насос; 11 – ємкість вихідної суміші.

Рис. 2.3 Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії

### 2.5. Вибір конструкції ректифікаційної колони

При виборі ректифікаційної колони керуються вимогами, які пред'являються до будь-якого хімічного апарату: простота в обслуговуванні, висока продуктивність, міцність, корозійна стійкість, довговічність, невисока вартість і т.п.

Для ректифікації застосовують виключно апарати колонного типу – барботажні (тарілчасті) і насадкові ректифікаційні колони [8].

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

Найбільш розповсюджені в процесах ректифікації тарілчасті колони як більш продуктивні, можуть працювати в широкому діапазоні навантажень і забезпечувати достатньо чітке розділення сумішей. Конструкції тарілок різноманітні і досить складні, мають відносно високий гідравлічний опір, для подолання якого необхідно підвищувати тиск і температуру кипіння в кип'ятильнику.

Перевагою насадкових колон є 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 паром та рідиною і 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.

Не дивлячись на це, для невеликої продуктивності (0,462 кг/с вихідної суміші) приймаємо насадкову колону, ефект змочування в якій може бути поліпшений шляхом установки перерозподільних пристроїв.

Устрій насадкової ректифікаційної колони наведений на рис. 2.3. Насадка 1 вкладається на опорні решітки 2, які мають отвори або щілини для проходу пари та рідини. Насадка зрошується флегмою, яка з допомогою розподільної тарілки 3 рівномірно по ній розподіляється. Із-за наявності пристіночного ефекту рідина розтікається від центру насадки до периферії. Тому для покращення змочування насадки її укладають шарами (секціями), між якими встановлюють перерозподільні пристрої 4 (тарілки).

## 2.6. Вибір типу насадки

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

При виборі розмірів насадки слід керуватися наступним: чим більший розмір її елементів, тим більша продуктивність колони, менший гідравлічний

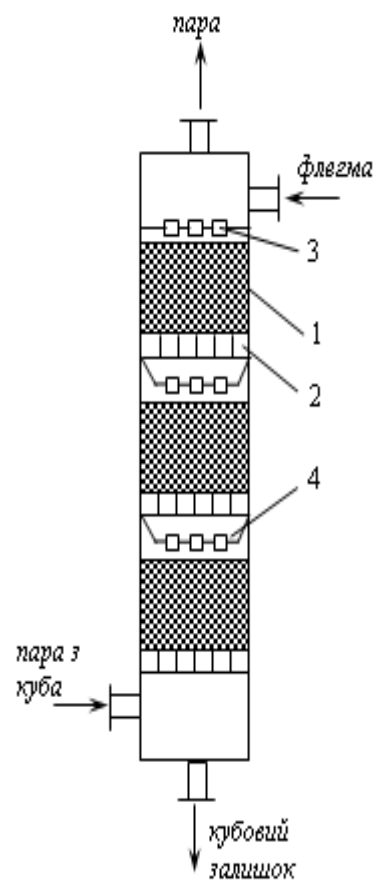


Рис. 2.3 Насадкова ректифікаційна колона:  
1 – насадка; 2 – опорна решітка; 3 – розподільна тарілка; 4 – перерозподільна тарілка.

опір і ефективність розділення. М'яка насадка має більш високу питому поверхню і більший гідравлічний опір. 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 Гудлоє [4,8]. В багатотоннажних виробництвах застосовують насадку Спрейпак, плоскопаралельну або насадку із скловолокон. При невеликому перепаду тисків в 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 і виникає потреба в частій чистці апарату, а також у вакуумних колонах.

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

Враховуючи деякі особливості процесу розділення суміші метанол-вода (продуктивність, температуру кипіння, степінь розділення та ін.), приймаємо керамічні кільця Рашига розміром 35x35x4 мм [9].

## *2.7. Вибір робочих умов процесу*

Процеси ректифікації проводять під атмосферним тиском, підвищеним або під вакуумом.

Тиск більший за атмосферний застосовують для суміші, які є газоподібними при нормальних температурах. Ректифікацію під вакуумом доцільно застосовувати для суміші висококиплячих рідин.

Так, як температура кипіння висококиплячого компонента (вода) становить 100<sup>0</sup>С, то приймаємо тиск в колоні атмосферним.

В якості гріючого агента, який подаємо в куб-кип'ятильник установки, приймаємо насичену водяну пару, як більш доступну та дешеву за інші теплоносії (електронагрів, димові газы). Тиск та температура пари будуть уточнені нижче.

В дефлегматорі пари, які надходять із колони, можуть бути сконденсовані частково або повністю. В першому випадку частина конденсату відповідає кількості флегми, яка повертається в колону, а несконденсовані пари охолоджуються і конденсуються в холодильнику-конденсаторі. В другому випадку, частина конденсату, яка залишилась після відділення флегми, є дистиллятом і направляється в холодильник дистилляту. Дефлегматор при цьому може бути розміщений не на самій колоні, а за її межами, що більш економічно в умовах помірного клімату.

В якості охолоджуючого агента приймаємо технічну воду оборотного циклу підприємства. Початкова температура води  $t_{en}=20^{\circ}\text{C}$ . З умови запобігання утворення осаду або накипу кінцеву температуру води приймаємо  $t_{ek} = 45^{\circ}\text{C}$ .

### 2.8. Вибір матеріалу корпусу та вузлів ректифікаційної колони

Компоненти суміші метанол-вода не є агресивними рідинами [6,7], тому в якості матеріалу для оболонки (корпусу), тарілок, дна, кришки, люків, фланців приймаємо сталь ВМСт.3кп, ГОСТ 380-60, для якої номінальне допустиме напруження на розрив складає  $[\sigma] = 135 \text{ Мн/м}^2$  при  $t=100^{\circ}\text{C}$  [6].

## 3. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

Метою розрахунку є знаходження витрати дистилляту, кубового залишку, визначення температурного режиму установки.

### 3.1. Розрахунок витрати дистилляту та кубового залишку

Витрати дистилляту та кубового залишку визначається з матеріального балансу ректифікаційної установки по низькокипячому компоненту [4]:

Витрати дистилляту та кубового залишку знаходимо із рівняння матеріального балансу [4]:

$$G_F = G_P + G_W \quad (3.1)$$

$$G_F \cdot \bar{x}_F = G_P \cdot \bar{x}_P + G_W \cdot \bar{x}_W \quad (3.2)$$

де  $G_F, G_P, G_W$  – масова витрата вихідної суміші, дистилляту та кубового залишку, відповідно, кг/опер;

$\bar{x}_F, \bar{x}_P, \bar{x}_W$  – масова частка низькокипячого компоненту (метилового спирту) у вихідній суміші, дистилляті та кубовому залишку, відповідно.

Підставляючи рівняння (3.1) в (3.2), знаходимо:

$$G_P = G_F \frac{\bar{x}_F - \bar{x}_W}{\bar{x}_P - \bar{x}_W} = \frac{1660}{3600} \frac{0,4 - 0,08}{0,97 - 0,08} = 0,165 \text{ кг/с}$$

$$G_W = G_F - G_P = 0,46 - 0,165 = 0,295 \text{ кг/с}$$

### 3.2. Перерахунок масових концентрацій у молярні частки

Так як в законах фазової рівноваги наведені молярні концентрації, а склади сумішей задані в масових відсотках, то для подальших розрахунків їх необхідно привести до однієї розмірності.



Молярні концентрації вихідної суміші  $x_F$ , дистилляту  $x_P$  та кубового залишку  $x_W$  знаходимо за формулою [9]:

$$x_i = \frac{\frac{x_{HK}}{M_{HK}}}{\frac{x_{HK}}{M_{HK}} + \frac{100 - x_{HK}}{M_{BK}}} \quad (3.3)$$

де  $M_{HK}$  – молярна маса низькокиплячого компонента - етилового спирту, 32 кг/кмоль;

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

$x_{HK}$  – масовий вміст низькокиплячого компоненту суміші, згідно завданню;

$x_i$  – мольна частка низькокиплячого компонента суміші.

Вихідна суміш:

$$x_F = \frac{\frac{x_F}{M_{cn}}}{\frac{x_F}{M_{cn}} + \frac{100 - x_F}{M_B}} = \frac{\frac{40}{32}}{\frac{40}{32} + \frac{100 - 40}{18}} = 0,273$$

Дистиллят:

$$x_P = \frac{\frac{x_P}{M_{cn}}}{\frac{x_P}{M_{cn}} + \frac{100 - x_P}{M_B}} = \frac{\frac{97}{32}}{\frac{97}{32} + \frac{100 - 97}{18}} = 0,948$$

Кубовий залишок:

$$x_W = \frac{\frac{x_W}{M_{cn}}}{\frac{x_W}{M_{cn}} + \frac{100 - x_W}{M_B}} = \frac{\frac{8}{32}}{\frac{8}{32} + \frac{100 - 8}{18}} = 0,046$$

### 3.3. Визначення температурного режиму роботи ректифікаційної колони

Температурний режим визначаємо графічним способом з допомогою ізобарної діаграми, яку будуємо в координатах  $t - x, y$  (рис. 3.1).

$t$  – температура суміші;

$x, y$  – концентрації низькокиплячого компоненту в рідині та рівноважній з нею паровій фазі (молярні %), які знайдені по [8] і наведені в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1.–Рівноважний склад системи метанол-вода

$x$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$y$	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100
$t, ^\circ\text{C}$	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5

За заданим складом компонентів знаходимо:

Температуру кипіння вихідної суміші:

$$t_F = 79^\circ\text{C} \text{ при } x_F = 27,3\%;$$

Температуру кипіння кубового залишку:

$$t_W = 92^\circ\text{C} \text{ при } x_W = 4,6\%;$$

Температуру пари дистилляту

$$t_P = 66^\circ\text{C} \text{ при } x_P = 94,8\%.$$

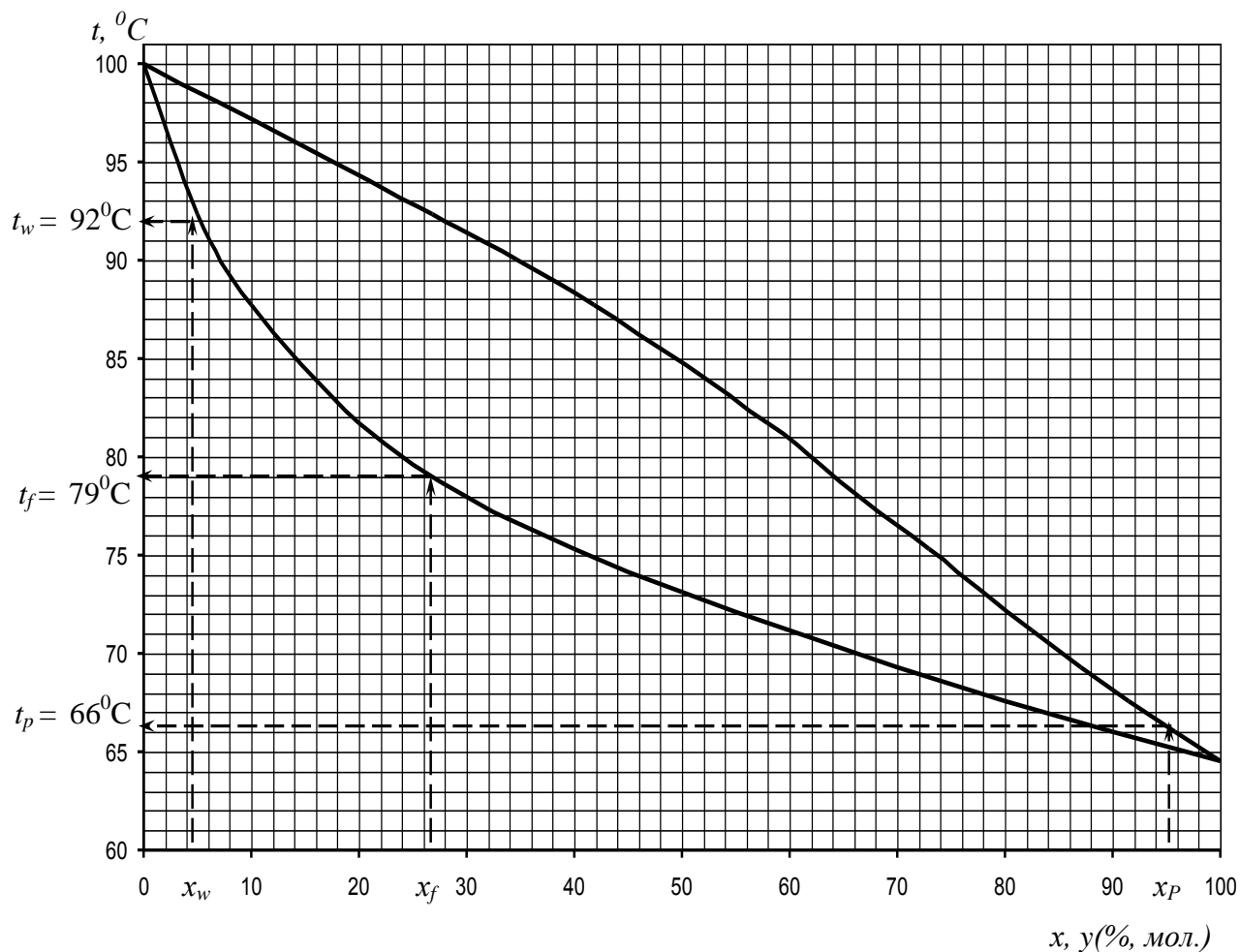


Рис. 3.1. Ізобарна діаграма  $t$ - $x, y$  суміші метиловий спирт-вода

### 3.3. 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 впливаючих на нього факторів досить складний, тому в інженерних розрахунках користуються наближеними методами.

Мінімальне флегмове число визначається із рівняння [4]:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (3.4)$$

де  $x_F$ ,  $x_p$  – мольні частки низькокиплячого компонента бензолу відповідно в вихідній суміші і дистилляті;

$y_F^*$  – мольна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважній з рідиною живлення, визначаємо за діаграмою  $t - x, y$  (Рис.3.1). При  $x_F = 0,273$ ,  $y_F^* = 0,62$

$$R_{\min} = \frac{0,948 - 0,62}{0,62 - 0,273} = 0,945$$

Робоче флегмове число визначаємо за рівнянням Джіллленда:

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 \quad (3.5)$$

$$R = 1,3 \cdot 0,945 + 0,3 = 1,53$$

### 3.5. Тепловий розрахунок ректифікаційної установки безперервної дії

Тепловий розрахунок складається з метою визначення витрати гріючої водяної пари в кубі-кип'ятильнику та підігрівачі вихідної суміші, а також охолоджуючої води в дефлегматорі, холодильниках дистилляту та кубового залишку.

3.5.1 Прихід теплоти з початковою сумішшю:

$$Q_F = G_F \cdot C_F \cdot t_F \quad (3.6)$$

де  $C_F$  – питома теплоємність вихідної суміші, Дж/кг · К;

$$C_F = C_{cn} \bar{x}_F + C_B \cdot (1 - \bar{x}_F) \quad (3.7)$$

де  $C_{cn}$  – теплоємність метилового спирту Дж/кг · К;

$C_B$  – теплоємність води Дж/кг · К.

При температурі  $t_f = 79^\circ\text{C}$   $C_{cn} = 2,849 \cdot 10^3$  Дж/кг·К,  $C_B = 4,18 \cdot 10^3$  Дж/кг·К (рис. XI [9]).

$$C_F = 2,849 \cdot 10^3 \cdot 0,4 + 4,18 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0,4) = 3,647 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$Q_F = 0,46 \cdot 3,647 \cdot 10^3 \cdot 79 = 132532 \text{Вт}$$

3.5.2. Прихід теплоти з флегмою:

$$Q_\phi = G_\phi \cdot C_\phi \cdot t_\phi \quad (3.8)$$

де  $G_\phi$  – витрата флегми, кг/с,  $G_\phi = G_p \cdot R$

$R$  – флегмове число;

$t_\phi = t_p = 66^\circ\text{C}$

$C_\phi$  – теплоємність флегми (дистиляту), Дж/кг · К;

$$C_\phi = C_{cn} \cdot \bar{x}_p + C_e \cdot (1 - \bar{x}_p), \quad (3.9)$$

при  $t_p = 66^\circ\text{C}$  теплоємність метилового спирту  $C_{сп} = 2,68 \cdot 10^3$  Дж/кг·К, води  $C_v = 4,18 \cdot 10^3$  Дж/кг·К (рис. XI [9]).

$$C_\phi = 2,68 \cdot 10^3 \cdot 0,97 + 4,18 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0,97) = 2,724 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$Q_\phi = 0,165 \cdot 1,53 \cdot 66 \cdot 2,724 \cdot 10^3 = 45386 \text{Вт}$$

3.5.3. Витрати тепла з паром, що виходить із колони та направляється в дефлегматор:

$$Q_{P(R+1)} = G_p (R+1) (r_{cp} + C_p \cdot t_p) \quad (3.10)$$

де  $r_{cp}$  – питома середня теплота конденсації пари, Дж/кг:

$$r_{cp} = r_{cn} \cdot \bar{x}_p + r_e (1 - \bar{x}_p), \quad (3.11)$$

При температурі пари  $t_p = 66^\circ\text{C}$  для метилового спирту  $r_{cn} = 1085,5 \cdot 10^3$  Дж/кг, для води  $r_e = 2341 \cdot 10^3$  Дж/кг (табл. XLV [9]).

$$r_{cp} = 1085,5 \cdot 10^3 \cdot 0,97 + 2341 \cdot 10^3 (1 - 0,97) = 1123 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$C_p = 2,724 \cdot 10^3$  Дж/кг·К;

$t_p = 66^\circ\text{C}$

$$Q_{P(R+1)} = 0,165(1,53 + 1) \cdot (1123 \cdot 10^3 + 2,724 \cdot 10^3 \cdot 66) = 543912 \text{Вт}$$

3.5.4. Витрати тепла з кубовим залишком:

$$Q_w = G_w \cdot C_w \cdot t_w \quad (3.12)$$

при  $t_w = 92^\circ\text{C}$  теплоємкість метилового спирту  $C_{сп} = 2,98 \cdot 10^3$  Дж/кг·К, води  $C_B = 4,19 \cdot 10^3$  Дж/кг·К (рис. XI [9]).

$$C_w = C_{cn} \cdot \bar{x}_w + C_g(1 - \bar{x}_w) = 0,08 \cdot 2,89 \cdot 10^3 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0,08) = 4,086 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$Q_w = 0,295 \cdot 4,086 \cdot 10^3 \cdot 92 = 110894 \text{ Вт}$$

3.5.5. Визначення кількості теплоти, що підводиться до куба–кип'ятильника з гріючою водяною парою (приймаємо втрати 3 – 5% від корисно витраченої теплоти).

$$Q_K = (1,03 \div 1,05) \cdot (Q_{P(R+1)} + Q_w - Q_\phi - Q_F) \quad (3.13)$$

$$Q_K = 1,05 \cdot (543912 + 110894 - 132532 - 45386) = 500732,4 \text{ Вт}$$

3.5.6 Витрата гріючої пари в кубі–кип'ятильнику

$$Q_K = G_{г.п.} \cdot (I_{г.п.} - I_K)$$

$$(3.14)$$

де  $G_{г.п.}$  – витрата гріючої пари, кг/с;

$I_{г.п.}$  – тепловміст гріючої пари, Дж/кг;

$I_K$  – тепловміст конденсату гріючої пари, Дж/кг

Приймаємо різницю температур гріючої пари та кипіння кубового залишку  $\Delta t = 15 \div 20$  °С. Тоді температура гріючої пари та конденсату буде:

$$t_{г.п.} = t_w + \Delta t = 92 + 20 = 112^\circ\text{C}$$

$$I_{г.п.} = 2704 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}; \quad I_K = 473,1 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} [9].$$

$$G_{г.п.} = \frac{Q}{I_{г.п.} - I_K} = \frac{500732,4}{(2704 - 473,1) \cdot 10^3} = 0,224 \text{ кг/с} \quad (3.16)$$

3.5.7 Витрата гріючої пари в підігрівачі вихідної суміші.

$$Q_1 = G_{г.п.1} \cdot (I_{г.п.} - I_K) = G_F \cdot C_F \cdot (t_F - t_n) 1,05$$

$$G_{г.п.1} = \frac{G_F \cdot C_F \cdot (t_F - t_n) 1,05}{(I_{г.п.} - I_K)} \quad (3.15)$$

Приймаючи втрати тепла в розмірі 5% від корисної теплоти та початкову температуру суміші  $t_n = 20^\circ\text{C}$ .

$C_F$  – середня теплоємкість початкової суміші при середній температурі

$$t_{cp} = \frac{t_F + t_n}{2} = \frac{79 + 20}{2} = 49,5^\circ\text{C}$$

теплоємкість метилового спирту та води при  $t_{cp} = 49,5^\circ\text{C}$ .

$$C_{сп} = 2,64 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}; \quad C_B = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}, [9]$$

$$C_F = 0,4 \cdot 2,64 \cdot 10^3 + 4,19 \cdot 10^3 (1 - 0,4) = 3,558 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$G_{z.n.} = \frac{0,46 \cdot 3,558 \cdot 10^3 (79 - 20) 1,05}{(2704 - 473,1) \cdot 10^3} = 0,045 \text{ кг/с}$$

### 3.6 Витрата охолоджуючої води

Приймаємо початкову температуру охолоджуючої води  $t_{2п} = 20^\circ\text{C}$ , кінцеву температуру води  $t_{2к} = 45^\circ\text{C}$ .

3.6.1. Теплове навантаження дефлегматора та витрата охолоджуючої води

$$Q_D = G_p (R + 1) [r_p + C_p t_p] = G_b C_b (t_k - t_{п}) \quad (3.16)$$

де теплота конденсації пари  $r_p = 1123 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$

$$Q_D = 543912 \text{ Вт}$$

Витрата охолоджуючої води в дефлегматорі при повній конденсації пари:

$$G_{B1} = \frac{Q_D}{C_b (t_{2к} - t_{2п})} = \frac{543912}{4,18(45 - 20) \cdot 10^3} = 5,2 \text{ кг/с}$$

3.6.2. Теплове навантаження холодильнику дистилляту та витрата охолоджуючої води

$$Q_p = G_p \cdot C_p (t_k - t_{п}) = G_{B2} \cdot C_b (t_{2к} - t_{2п}) \quad (3.17)$$

$G_p = 0,165 \text{ кг/с}$ , приймаємо кінцеву температуру дистилляту  $t_k = 25^\circ\text{C}$

$C_p$  – теплоємність дистилляту при  $t_{pcp}$ .

$$t_{pcp} = \frac{t_p + t_{pk}}{2} = \frac{66 + 25}{2} = 45,5^\circ\text{C}$$

$$C_{cp} = 2,68 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К};$$

$$C_b = 4,18 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

$$C_p = 0,97 \cdot 2,68 \cdot 10^3 + (1 - 0,97) 4,18 \cdot 10^3 = 2,72 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

тоді

$$Q_p = 0,165 \cdot 2,72 \cdot 10^3 (66 - 25) = 18400,8 \text{ Вт}$$

Витрата охолоджуючої води в холодильнику дистилляту:

$$G_{B2} = \frac{18400,8}{4,18 \cdot 10^3 \cdot 25} = 0,176 \text{ кг/с}$$

3.6.3. Теплове навантаження холодильника кубового залишку та витрата охолоджуючої води

$$Q_W = G_W \cdot C_W (t_W - t_K) = G_{B3} \cdot C_b (t_{2к} - t_{2п}) \quad (3.18)$$

де  $C_W$  – питома теплоємність кубового залишку при середній температурі  $t_{wcp}$ .

$$t_{wcp} = \frac{t_w + t_k}{2} = \frac{92 + 25}{2} = 58,5^\circ\text{C}$$

теплоємність метилового спирту та води при  $t_{wcp} = 58,5^\circ\text{C}$ .

$$C_{cp} = 2,64 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}; C_b = 4,18 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К},$$

$$C_W = 0,08 \cdot 2,64 \cdot 10^3 + (1 - 0,08) 4,18 \cdot 10^3 = 4,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

тоді

$$Q_w = 0,295 \cdot 4,05 \cdot 10^3 (92 - 25) = 80048,2 \text{ Вт}$$

Витрата охолоджуючої води в холодильнику кубового залишку:

$$G_{B3} = \frac{Q_w}{C_B (t_{2k} - t_{2n})} = \frac{80048,2}{4,18 \cdot 10^3 \cdot 25} = 0,766 \text{ кг/с}$$

Приймаємо густину води  $\rho_B = 998 \text{ кг/м}^3$  при

$$t_{Bcp} = \frac{20 + 45}{2} = 32,5^\circ \text{C}$$

Одержимо:

$$\text{у дефлегматорі } V_{e1} = \frac{5,2}{996} = 5,22 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\text{у холодильнику дистилляту } V_{e2} = \frac{0,176}{996} = 1,77 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\text{у холодильнику кубового залишку } V_{e1} = \frac{0,766}{996} = 7,69 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$$

3.7. Середня концентрація рідини та пари в колоні

3.7.1. Середній склад рідини в мольних частках:

у верхній частині колоні

$$x'_{cp} = \frac{x_F + x_P}{2} \quad (3.19)$$

$$x'_{cp} = \frac{0,273 + 0,948}{2} = 0,61$$

у нижній частині колоні

$$x''_{cp} = \frac{x_F + x_W}{2} \quad (3.20)$$

$$x''_{cp} = \frac{0,273 + 0,046}{2} = 0,159$$

3.7.2. Середній склад пари в мольних частках

Середній склад пари знаходимо з рівняння робочих ліній [4].

у верхній частині колоні

$$y'_{cp} = \frac{R}{R+1} x'_{cp} + \frac{x_P}{R+1} \quad (3.21)$$

$$y'_{cp} = \frac{1,53}{1,53+1} \cdot 0,61 + \frac{0,948}{1,53+1} = 0,74$$

у нижній частині колоні

$$y''_{cp} = \frac{R+f}{R+1} x''_{cp} - \frac{f-1}{R+1} x_W \quad (3.22)$$

де  $f$  – відносна мольна витрата вихідної суміші

$$f = \frac{x_P - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,948 - 0,046}{0,273 - 0,046} = 3,97$$

$$y''_{cp} = \frac{1,53 + 3,97}{1,53 + 1} \cdot 0,159 - \frac{3,97 - 1}{1,53 + 1} \cdot 0,046 = 0,291$$

### 3.8. Густина пари та суміші

#### 3.8.1. Густина пари

Густину пари знаходимо з виразу:

$$\rho = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0}, \text{ кг/м}^3 \quad (3.23)$$

де  $M_{cp}$  – середня мольна маса пари, кг/кмоль

Середня мольна маса пари у верхній частині колони

$$M'_{cp} = M_{cn} y'_{cp} + (1 - y'_{cp}) M_B \quad (3.24)$$

Мольна маса метилового спирту  $M_{сп} = 32$  кг/кмоль;

Мольна маса води  $M_B = 18$  кг/кмоль

$M'_{cp} = 32 \cdot 0,74 + (1 - 0,74) \cdot 18 = 28,36$  кг/кмоль

Густина пари у верхній частині колони

$$\rho'_n = \frac{28,36}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 71,6} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^5} = 1,003 \text{ кг/м}^3$$

Середня мольна маса пари у нижній частині колони

$$M''_{cp} = M_{cn} y''_{cp} + (1 - y''_{cp}) M_B \quad (3.25)$$

$M''_{cp} = 32 \cdot 0,291 + (1 - 0,291) \cdot 18 = 22,074$  кг/кмоль

Густина пари у нижній частині колони

$$\rho''_{cp} = \frac{M''_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T''_{cp} \cdot P_0} = \frac{22,074}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 84} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^5} = 0,753 \text{ кг/м}^3$$

#### 3.8.2. Густина рідини

Густину рідини знаходимо з виразу [9].

$$\frac{1}{\rho_{см}} = \frac{x_{cp}}{\rho_{сп}} + \frac{1 - x_{cp}}{\rho_B} \quad (3.26)$$

де  $\rho_{см}$  – густина рідини, кг/м<sup>3</sup>;

$x_{см}$  – мольна частка спирту в суміші;

$\rho_{сп}, \rho_B$  – густина метилового спирту та води, кг/м<sup>3</sup>

при  $x'_{cp} = 0,61$   $t'_{cp} = 70^\circ\text{C}$ ;

$x''_{cp} = 0,159$   $t''_{cp} = 83,6^\circ\text{C}$  рис.3.1.

В верхній частині колони при  $t'_{cp} = 70^\circ\text{C}$

густина метилового спирту  $\rho'_{сп} = 746$  кг/м<sup>3</sup>;

густина води  $\rho'_B = 979$  кг/м<sup>3</sup> [9].

$$\frac{1}{\rho'_{см}} = \frac{0,61}{746} + \frac{1 - 0,61}{976} = 0,00122$$

$$\rho'_{см} = 821 \text{ кг/м}^3$$

В верхній частині колони при  $t''_{cp} = 83,6^\circ\text{C}$

густина метилового спирту  $\rho''_{сп} = 736$  кг/м<sup>3</sup>;

густина води  $\rho''_B = 972$  кг/м<sup>3</sup> [9].



$$\frac{1}{\rho''_{cm}} = \frac{0,159}{736} + \frac{1-0,159}{972} = 0,00108$$

$$\rho''_{cm} = 925,9 \text{ кг/м}^3$$

### 3.9. Кількість пари, що підіймається по колоні

Середні масові потоки у верху колони  $G_B$  та низу колони  $G_H$

$$G_B = G_p (R + 1) \frac{M'_B}{M_p} \quad (3.27)$$

$$G_H = G_p (R + 1) \frac{M''_H}{M_p} \quad (3.28)$$

де  $M'_B$ ,  $M''_H$  – середні мольні маси пари у верхній та нижній частинах колони, кг/кмоль;

$M_p$  – мольна маса дистилляту, кг/кмоль

при  $t_p = 66^\circ\text{C}$  та  $x_p = 0,948$  ;

Мольна маса дистилляту

$$M_p = M_{cn} x_p + M_B (1 - x_p) \quad (3.29)$$

Мольна маса метилового спирту  $M_{cn} = 32$  кг/кмоль;

Мольна маса води  $M_B = 18$  кг/кмоль

$M_p = 32 \cdot 0,948 + (1 - 0,948) \cdot 18 = 31,27$  кг/кмоль

$$G_B = 0,165(1,53 + 1) \frac{28,36}{31,27} = 0,378 \text{ кг/с}$$

$$G_H = 0,165(1,53 + 1) \frac{22,074}{31,27} = 0,2855 \text{ кг/с}$$

### 3.10. Витрата рідини, яка стікає по колоні

в нижню частину колони

$$L_H = PR \frac{M''_H}{M_p} + F \frac{M''_H}{M_F}, \quad (3.30)$$

в верхню частину колони

$$L_B = PR \frac{M'_B}{M_p} \quad (3.31)$$

де  $M'_B$  і  $M''_H$  – середня мольна маса рідини, яка стікає, для верхньої та нижньої частини колони, кг/кмоль.

$$M'_B = M_{cn} x'_{cp} + M_s (1 - x'_{cp}) \quad (3.32)$$

$$M''_H = M_{cn} x''_{cp} + M_s (1 - x''_{cp}) \quad (3.33)$$

$M'_B = 0,61 \cdot 32 + (1 - 0,61) \cdot 18 = 26,54$  кг/кмоль

$M''_H = 0,159 \cdot 32 + (1 - 0,159) \cdot 18 = 20,23$  кг/кмоль

Мольна маса вихідної суміші

$$M_F = M_{cn} x_f + M_B (1 - x_f)$$

$M_F = 0,273 \cdot 32 + 18 \cdot (1 - 0,273) = 21,82$  кг/кмоль.

$$L_B = 0,165 \cdot 1,53 \frac{26,54}{31,27} = 0,214 \text{ кг/с}$$

$$L_H = 0,165 \cdot 1,53 \frac{20,23}{31,27} + 0,46 \frac{20,23}{21,82} = 0,589 \text{ кг/с}$$

#### 4. Конструктивний розрахунок колони

##### 4.1. Діаметр колони

Знаходимо з виразу [4]

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{п}}}{\pi \cdot \omega}}, \text{ м} \quad (4.1)$$

де  $V_{\text{п}}$  – об'ємна витрата пари,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$\omega$  – фіктивна швидкість пари, яка розраховується за рівнянням [4]:

$$\lg \left[ \frac{\omega_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_n \cdot \mu_p^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_p} \right] = -0,125 - 1,75 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_n}{\rho_p} \right)^{0,125}; \quad (4.2)$$

де  $\omega_3$  – швидкість захлинання насадки;

$\sigma$  та  $\varepsilon$  – питома поверхня та вільний об'єм насадки, для кілець Рашига розміром  $35 \times 35 \times 4$  мм  $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $\varepsilon = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$  [9];

$\rho_n$  – густина пари,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (п. 3.8.1);

$\rho_p$  – густина рідини,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (п. 3.8.2);

$\mu_p$  – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини,  $\text{мПа} \cdot \text{с}$ .

##### Визначення швидкості пари для верхньої частини колони

Визначаємо динамічний коефіцієнт в'язкості рідини для верха колони:

$$\lg \mu'_B = x'_{\text{cp}} \cdot \lg \mu_{\text{cn}} + (1 - x'_{\text{cp}}) \lg \mu_B$$

$x'_{\text{cp}}$  – середня концентрація низькокиплячого компонента в рідині,

$x'_{\text{cp}} = 0,61$  (мольні доли);

$\mu_{\text{cn}}$ ,  $\mu_B$  – динамічний коефіцієнт в'язкості компонентів при  $t'_{\text{cp}} = 70^\circ\text{C}$ ;

для верха колони:

$$\mu_{\text{cn}} = 0,32 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \mu_B = 0,406 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad [9]$$

$$\lg \mu'_p = 0,61 \lg 0,32 + (1 - 0,61) \cdot \lg 0,406 = -0,454;$$

Звідки:  $\mu_p = 0,35 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ .

для низа колони:

$$x''_{\text{cp}} = 0,159 \text{ (мольні доли)}, t''_{\text{cp}} = 83,6^\circ\text{C}$$

$$\mu_{\text{cn}} = 0,27 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \mu_B = 0,335 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad [9]$$

$$\lg \mu''_p = 0,159 \lg 0,27 + (1 - 0,159) \cdot \lg 0,335 = -0,489;$$

Звідки:  $\mu_p = 0,324 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ .

$L$  та  $G_n$  – витрата рідини та пари по колоні,  $\text{кг}/\text{с}$ ;

Витрата рідини:  $L'_B = 0,214 \text{ кг/с}$ ;  $L''_H = 0,589 \text{ кг/с}$

Витрата пари:  $G'_B = 0,378 \text{ кг/с}$ ;  $G''_H = 0,2855 \text{ кг/с}$

Густина пари  $\rho_n$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$

для верха колони  $\rho'_n = 1,003 \text{ кг/м}^3$

для низу колони  $\rho''_n = 0,753 \text{ кг/м}^3$

Густина рідини  $\rho_p, \text{ кг/м}^3$

для верха колони  $\rho'_p = 821 \text{ кг/м}^3$

для низу колони  $\rho''_p = 925,9 \text{ кг/м}^3$

Визначаємо швидкість:

для верха колони

$$\lg \left[ \frac{\omega_3^2 \cdot 140 \cdot 1,003 \cdot 0,35^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 821} \right] = -0,125 - 1,75 \left( \frac{0,214}{0,378} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{1,003}{821} \right)^{0,125};$$

$$\lg(\omega_3^2 \cdot 0,031) = -0,495;$$

звідки

$$\omega'_3 = 3,1 \text{ м/с.}$$

Робоча швидкість  $\omega' = (0,75 \div 0,9) \omega_3 [9]$ ;

або  $\omega = 0,8 \cdot 3,1 = 2,48 \text{ м/с.}$

для низу колони:

$$\lg \left[ \frac{\omega_3^2 \cdot 140 \cdot 0,753 \cdot 0,324^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 925,9} \right] = -0,125 - 1,75 \left( \frac{0,589}{0,2855} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{0,753}{925,9} \right)^{0,125};$$

$$\lg(\omega_3^2 \cdot 0,0204) = -0,986;$$

звідки

$$\omega''_3 = 2,25 \text{ м/с.}$$

Робоча швидкість  $\omega'' = (0,75 \div 0,9) \omega_3 [9]$ ;

або  $\omega = 0,9 \cdot 2,25 = 2,025 \text{ м/с.}$

Об'ємна витрата пари

$$\text{для верха колони } V'_n = \frac{G'_n}{\rho'_n} = \frac{0,378}{1,003} = 0,377 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$$\text{для низу колони } V''_n = \frac{G''_n}{\rho''_n} = \frac{0,2855}{0,753} = 0,379 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Діаметр колони:

$$D' = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,377}{3,14 \cdot 2,48}} = 0,44 \text{ м}$$

$$D'' = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,379}{3,14 \cdot 2,025}} = 0,488 \text{ м}$$

Отриманий розмір округлюємо до найближчого стандартного [5]:

$$D = 500 \text{ мм.}$$

Дійсна швидкість газу:

для верху колони

$$\omega' = 2,48 \left( \frac{0,44}{0,5} \right)^2 = 2,18 \frac{м}{с}$$

для низу колони

$$\omega = 2,025 \left( \frac{0,488}{0,5} \right)^2 = 1,976 \frac{м}{с}$$

#### 4.2. Висота колони

Загальну висоту колони знаходимо з виразу [4]:

$$H = H_{нас} + h_1 + h_2, \quad (4.3)$$

де  $H_{нас}$  – висота насадкової частини колони, м;

$$H_{нас} = h_e \cdot n_m; [4]$$

$h_e$  – еквівалентна висота насадки, м;

$n_m$  – теоретичне число тарілок, яке визначається графічною побудовою (рис. 4.1);

$h_1$  – відстань від верхнього шару насадки до кришки;  $h_1 \approx D$ ;

$h_2$  – відстань від нижнього шару насадки до дна, м;

$$h_2 \approx (1,1 \div 1,5) D.$$

##### 4.2.1. Еквівалентна висота насадки

Еквівалентну висоту насадки знаходимо з виразу [5] :

$$\frac{h_e}{d_e} = 5,2 \cdot \text{Re}_n^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,35} \left( \frac{\rho_p}{\rho_n} \right)^{0,2} \frac{\ell g \frac{L}{m \cdot G}}{1 - m \frac{G}{L}}, \quad (4.4)$$

де  $d_e$  – еквівалентний діаметр насадки, м.

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,78}{140} = 0,022 \text{ м.}$$

$\text{Re}_n$  – критерій Рейнольдса для потоку пари:

$$\text{Re}_n = \frac{4 \cdot \omega \cdot \rho_n}{\sigma \cdot \mu_n}, \quad (4.5)$$

де  $\omega$  – дійсна швидкість пари, м/с;

$\rho_n$  – густина пари, кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – питома поверхня насадки;  $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ;

$\mu_n$  – в'язкість пари, Па·с. Знаходимо з виразу:

$$\frac{M_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} = \frac{y_{\text{ср}} \cdot M_{\text{сп}}}{\mu_{\text{сп}}} + \frac{(1 - y_{\text{ср}}) \cdot M_{\text{в}}}{\mu_{\text{в}}} \quad (4.6)$$

де  $M_{\text{п}}$  – мольна маса пари;  $M_{\text{п}} = 28,36$  кг/кмоль;

$y_{\text{ср}}$  – середній склад пари; (мольні доли);

для верха  $y'_{\text{ср}} = 0,74$   $t'_{\text{ср}} = 71,6^{\circ}\text{C}$   $\mu'_{\text{сп}} = 0,015 \cdot 10^{-3}$  Па·с [9].

для низу  $y''_{\text{ср}} = 0,291$   $t''_{\text{ср}} = 84^{\circ}\text{C}$   $\mu''_{\text{сп}} = 0,013 \cdot 10^{-3}$  Па·с [9].

При  $t'_{\text{ср}} = 71,6^{\circ}\text{C}$   $\mu'_{\text{в}} = 0,012 \cdot 10^{-3}$  Па·с  $\mu''_{\text{в}} = 0,011 \cdot 10^{-3}$  Па·с [9].

$M'_{\text{ср}} = 28,36$  кг/кмоль  $M''_{\text{ср}} = 22,074$  кг/кмоль

Тоді для верха колони  $\frac{28,36}{\mu'_n} = \frac{0,74 \cdot 32}{0,015} + \frac{(1 - 0,74) \cdot 18}{0,012}$ ;

Звідки  $\mu'_n = 0,014 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

для низу колони  $\frac{22,074}{\mu''_n} = \frac{0,291 \cdot 32}{0,013} + \frac{(1 - 0,291) \cdot 18}{0,011}$ ;

Звідки  $\mu''_n = 0,0117 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

Визначаємо критерій Рейнольдса для потоку пари:

вверху колони  $Re'_n = \frac{4 \cdot 2,48 \cdot 1,003}{140 \cdot 0,014 \cdot 10^{-3}} = 5076$ ,

для низу колони  $Re''_n = \frac{4 \cdot 2,025 \cdot 0,753}{140 \cdot 0,0117 \cdot 10^{-3}} = 2723,6$ ,

$G, L$  – витрата пари та рідини по колоні, відповідно кг/с;

$\rho_p$  – густина рідини, кг/м<sup>3</sup>;

$m$  – середній тангенс кута нахилу дотичної до рівноважної лінії (рис.4.1). В інтервалі від  $x_p = 0,948$ ,  $x_F = 0,273$  до  $x_W = 0,046$  лінію рівноваги розбиваємо на рівні відрізки (не менше 5) і на кожному знаходимо тангенси

$m_i = \frac{\Delta Y}{\Delta X}$  та середній тангенс кута нахилу для всієї лінії рівноваги (на рис.

4.1 не показано).

$$m = \frac{\sum m_i}{n},$$

де  $n$  – число відрізків.

Виконавши необхідні розрахунки, знаходимо  $m = 1,07$ .

Підставивши в рівняння (4.4) величини, отримаємо:

для верха

$$\frac{h'_e}{0,022} = 5,2 \cdot 5076^{0,2} \left( \frac{0,378}{0,214} \right)^{0,35} \left( \frac{821}{1,003} \right)^{0,2} \frac{\ell g \frac{0,214}{1,07 \cdot 0,378}}{1 - 1,07 \frac{0,378}{0,214}}.$$

Звідки  $h_e = 1,316$  м.

для низу

$$\frac{h''_e}{0,022} = 5,2 \cdot 2723,6^{0,2} \left( \frac{0,2855}{0,589} \right)^{0,35} \left( \frac{925,9}{0,753} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{0,589}{1,07 \cdot 0,2855}}{1 - 1,07 \frac{0,2855}{0,589}}$$

Звідки  $h''_e = 1,18$  м.

#### 4.2.2. Знаходження числа теоретичних тарілок

За даними таблиці 3.1. будемо криву рівноваги в координатах  $y$ - $x$  (рис. 4.1), проводимо лінію рівних концентрацій (діагональ) і наносимо на неї точку «а» з координатою  $x_p=0,948$  на основі допущення, що  $x_p=y_p$  та точку «в» з координатами  $x_w=0,046$  на основі допущення, що  $x_w=y_w$  [4].

Рівняння робочої лінії верха колони має вигляд:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x'_n + \frac{x_p}{R+1}$$

$$y = Ax_n + B$$

де  $B$  – відрізок, який відтинає робоча лінія на вісі  $y$ ;

$R$  – флегмове число.  $R = 1,53$

Рівняння робочої лінії низу колони має вигляд:

$$y_{n+1} = \frac{R+f}{R+1} \cdot x''_n - \frac{f-1}{R+1} \cdot x_w$$

де  $f$  – відносна мольна витрата живлення

Відкладаємо відрізок  $B = \frac{x_p}{R+1} = \frac{0,948}{1,53+1} = 0,374$  на вісь ординат ( $y$ ) і

з'єднуємо його кінець з точкою «а» – одержуємо робочу лінію верха колони (лінія робочих концентрацій). Знаходимо точку перетинання робочої лінії верха колони з ординатою  $x_F$  точка «d». Через точки «в» та «d» проводимо робочу лінію низу колони.

Починаючи з точки  $a$ , будемо ломану лінію між кривою рівноваги та робочою лінією верха колони та низу колони в межах від  $x_p$  до  $x_w$ . Число горизонтальних відрізків дорівнює числу теоретичних ступенів зміни концентрацій – теоретичних тарілок  $n_m$ . Таким чином, для верха колони  $n'_m=5$ ,  $n''_m=3$

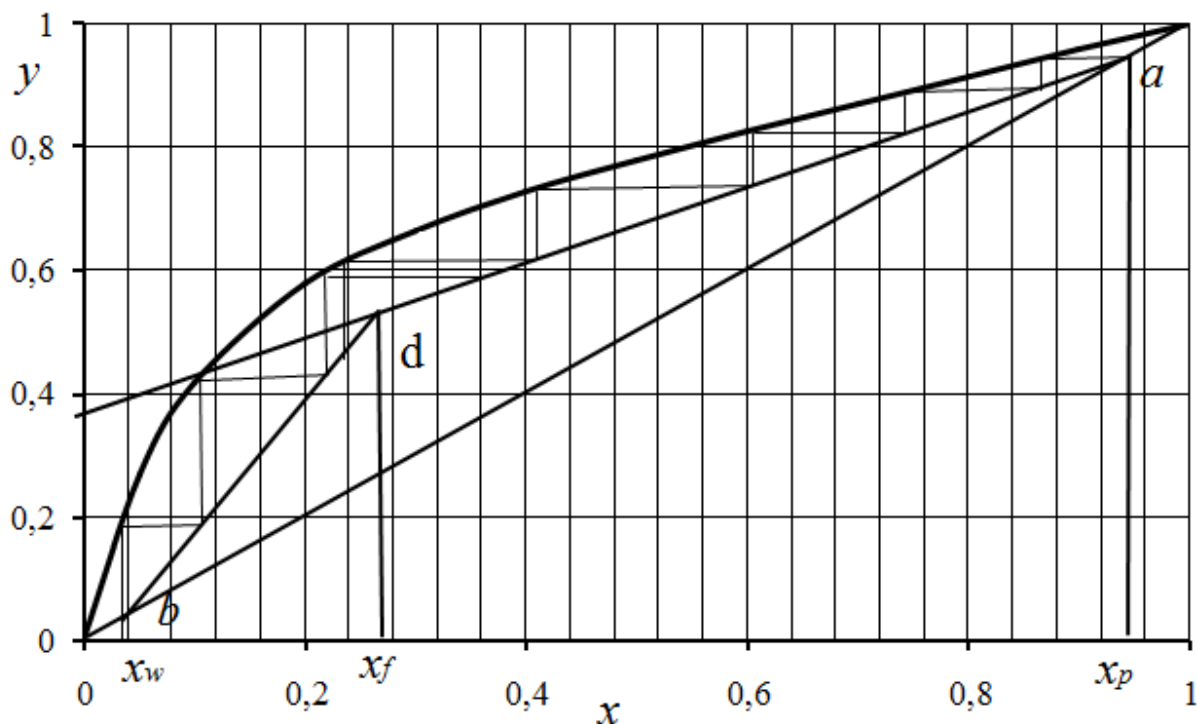


Рис. 4.1 Крива рівноваги в координатах  $y-x$

#### 4.2.3. Визначення висота насадки

Висота суцільного шару насадки складає:

$$H_{нас} = h_e \cdot n_m \text{ м.}$$

Для верха колони  $H_B = h'_e \cdot n'_m = 5 \cdot 1,316 = 6,58 \text{ м}$

Для низу колони  $H_H = h''_e \cdot n''_m = 3 \cdot 1,18 = 3,54 \text{ м}$

Висота шару насадки складає:

$$H_{нас} = 6,58 + 3,54 = 10,12 \text{ м}$$

Для забезпечення змоченості насадки, її розбиваємо на шари за співвідношенням [5]:

$$\frac{H_{нас}}{D} \leq (2 \div 4) \text{ м.}$$

Тоді висота одного шару насадки складе:

$$h_n = D(2 \div 4) = 0,5 \cdot 3 = 1,5 \text{ м.}$$

де  $D$  – діаметр колони, м.

Кількість шарів:

Верха колони

$$n'_ш = \frac{H_B}{h_n} = \frac{6,58}{1,5} = 4,4 \approx 5$$

Низу колони

$$n'' = \frac{H_H}{h_n} = \frac{3,54}{1,5} \approx 3$$

Висоту перерозподільної зони між шарами насадки приймаємо  $h = 0,3 \div 0,5$  м [4,8].  $h = 0,5$  м

Висота насадкової частини колони:  $H_{нас} = 8 \cdot 1,5 + 0,5 = 12,5$  м.

#### 4.2.4. Загальна висота колони

З урахуванням висоти насадки, перерозподільної зони та відстані до кришки та дна, знаходимо:

$$H_k = H_{нас} + h_1 + h_2 = 12,5 + 0,5 + 1,5 \cdot 0,5 = 13,6 \text{ м.}$$

#### 4.3. Розрахунок діаметрів патрубків

Для підводу та виводу матеріальних потоків приймаємо фланцеве з'єднання, діаметр патрубків для яких розраховуємо за виразом [4]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} \text{ м} \quad (4.5)$$

де  $V$  – об'ємна витрата потоку,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$\omega$  – швидкість потоку в патрубку,  $\text{м}/\text{с}$ , приймаємо для рідин

$\omega_p = 1 - 3$   $\text{м}/\text{с}$ , для пари  $\omega_n = 8 \div 30$   $\text{м}/\text{с}$  [4].

##### 4.3.1. Патрубок входу пари в куб-кип'ятильника

Витрата гріючої пари  $V_n$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

$$V_n = \frac{G_{г.п.}}{\rho_{г.п.}} = \frac{0,224}{0,898} = 0,249 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$\rho_{г.п.}$  – густина гріючої пари,  $\rho_{г.п.} = 0,898$   $\text{кг}/\text{м}^3$  [ ] для  $P_{г.п.} = 1,6$   $\text{кгс}/\text{см}^2$  та  $T_{г.п.} = 112^\circ\text{C}$

Приймаємо швидкість пари в патрубку  $\omega_{нар} = 20$   $\text{м}/\text{с}$ .

Тоді

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,249}{3,14 \cdot 20}} = 0,125 \text{ м}$$

Приймаємо по ГОСТ [6] діаметр патрубка  $d_1 = 125$  мм. [6]

##### 4.3.2. Патрубок виводу конденсату з кубу-кип'ятильника

Витрата конденсату гріючої пари  $V_k$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

$$V_k = \frac{0,224}{950} = 0,000235 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$\rho_p$  – густина конденсату,  $\rho_p = 950$   $\text{кг}/\text{м}^3$  [ ]

Приймаємо швидкість конденсату в патрубку  $\omega_2 = 1$   $\text{м}/\text{с}$ .



Тоді

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,000235}{3,14 \cdot 1}} = 0,0173 \text{ м}$$

Приймаємо по ГОСТ [6] діаметр патрубку  $d_2=20$  мм.[6]

4.3.3. Патрубок для входу пари в колону з куба-кип'ятильника

Об'ємна витрата пари, що підіймається по колоні

$$V'_n = 0,379 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймаємо швидкість пари  $\omega_3=30$  м/с.

Тоді

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,379}{3,14 \cdot 30}} = 0,127 \text{ м}$$

Приймаємо по ГОСТ [6] діаметр патрубку  $d_2=125$  мм.[6]

4.3.4. Патрубок для виводу пари з колони

Так, як витрата пари по висоті колони постійна, то діаметр патрубку для виходу пари приймаємо такого ж діаметру, що і входу:  $d_4=0,125$  м.

4.3.5. Патрубок подачі флегми в колону

Витрата флегми:  $G_\phi = L_6 = 0,214$  кг/с.

Приймаємо швидкість флегми в патрубку  $\omega_\phi=0,5$  м/с.

Густина флегми:

$$\frac{1}{\rho_\phi} = \frac{\bar{x}_p}{\rho_{cn}} + \frac{1-\bar{x}_p}{\rho_b} = \frac{0,97}{745} + \frac{1-0,97}{970};$$

Звідки  $\rho_{cp} = 751,8$  кг/м<sup>3</sup>;

де  $\rho_{cn}$ ,  $\rho_b$  – густина метилового спирту та води, кг/м<sup>3</sup>.

при  $t_\phi = t_p = 66^\circ\text{C}$   $\rho_{cn} = 745$  кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_b = 970$  кг/м<sup>3</sup> [9];

$x_p$  – масова частка метилового спирту в дистилаті.

Тоді

$$d_5 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,214}{3,14 \cdot 0,5 \cdot 751,8}} = 0,047 \text{ м}.$$

Приймаємо по ГОСТ [6] діаметр  $d_5=50$  мм.

4.3.6. Патрубок для виходу кубового залишку

Витрата кубового залишку  $G_w=0,295$  кг/с.

Приймаємо швидкість кубового залишку в патрубку  $\omega_6 = 1$  м/с.

Густина кубового залишку:

$$\frac{1}{\rho_w} = \frac{\bar{x}_w}{\rho_{cn}} + \frac{1-\bar{x}_w}{\rho_b} = \frac{0,08}{723} + \frac{1-0,08}{963}.$$

Звідки  $\rho_w = 939$  кг/м<sup>3</sup>;

де  $\rho_{cn}$ ,  $\rho_6$  – густина метилового спирту та води,  
 при  $t_w = 92^{\circ}\text{C}$   $\rho_{cn} = 723 \text{ кг/м}^3$ ,  $\rho_6 = 963 \text{ кг/м}^3$  [9];  
 $x_w$  – масова частка метилового спирту в кубовому залишку.  
 Тоді:

$$d_6 = \sqrt{\frac{4 \cdot G_w}{\pi \cdot \omega_6 \cdot \rho_w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,295}{3,14 \cdot 1 \cdot 939}} = 0,02 \text{ м.}$$

Приймаємо по ГОСТ діаметр патрубку  $d_w = 20 \text{ мм}$ .

#### 4.4 Вибір фланців для патрубків

Для приєднання колони до трубопроводів приймаємо фланцеве з'єднання. Фланці плоскі, приварні по ГОСТ 1235-68, тип I [6]. Ескіз фланця наведений на рис. 4.2, а розміри в табл.4.1.

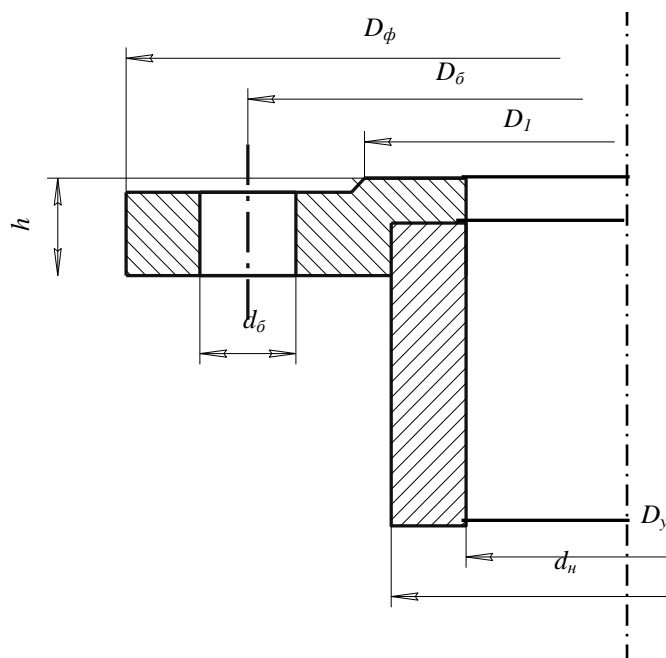


Рис. 4.2 Фланець для з'єднання апарату з трубопроводами (тип I)

Таблиця 4.1 – Розміри фланців до патрубків

$P_y$ , МПа	Розміри в мм							Z, шт	Маса, кг
	$D_y$	$d_n$	$D_1$	$D_6$	$D_\phi$	$d_6$	$h$		
0,25	125	133	178	200	235	M16	11	8	3,72
0,25	50	57	90	110	140	M12	10	4	1,04
0,25	20	25	50	65	90	M10	10	4	0,45

#### 4.5. Вибір фланців для кришки та до корпусу

Кришку апарату приймаємо з'ємною на фланцевому сполученні. Фланці приймаємо по ГОСТ [6] для обичайок та днищ на діаметр  $D=500$  мм. Ескіз фланця та його розміри наведені на рис. 4.3 та в табл. 4.2.

Таблиця 4.2 – Розміри фланців апарату

$\rho_y$ , МПа	Розміри в мм					Z, шт	Маса, кг
	$D_e$	$D_b$	$D_f$	$h$	$d_b$		
0,3	500	630	590	25	M20	20	17,6

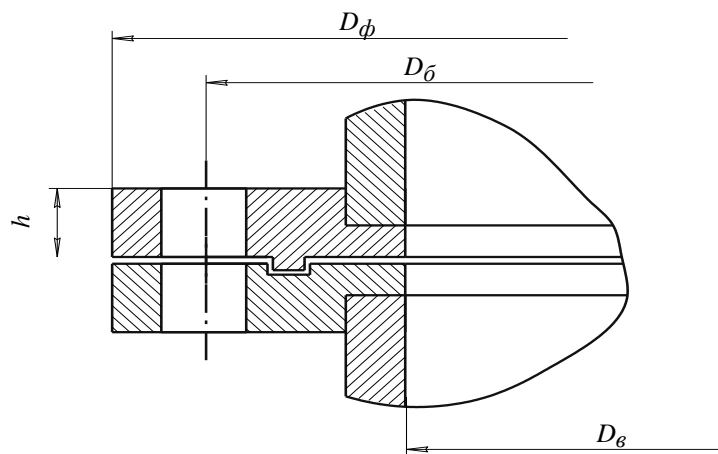


Рис. 4.3. Фланці сталених апаратів для обичайок та днищ (кришок).

#### 4.6. Вибір кришки, днища

Складовою частиною корпусу колони є днище (кришка), приєднане до обичайки і виготовлене з того ж матеріалу. Найбільш раціональною формою з точки зору сприйняття тиску є еліптична [6]. Днище приймаємо приварним, а кришку з'ємною.

Ескіз еліптичного днища (кришки) наведений на рис. 4.4, а розміри в табл. 4.3.

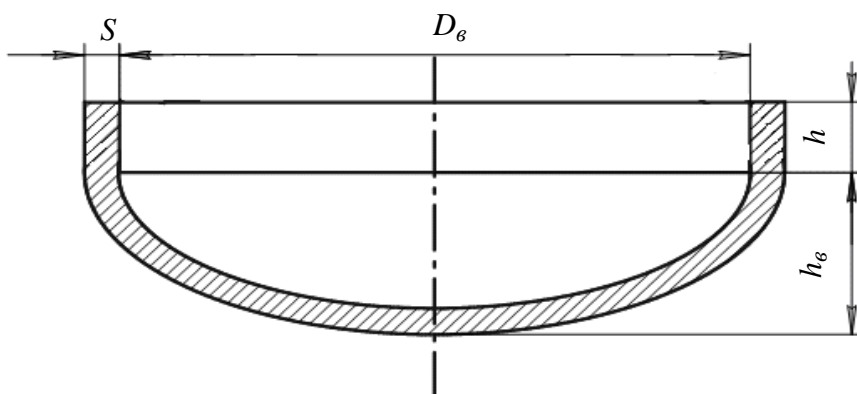


Рис. 4.4. Днище 1300x6 – ВМСт3 сп ГОСТ 6533-68

Таблиця 4.3 – Розміри днища (кришки)

Розміри в мм				$F, \text{ м}^2$	$V, \text{ м}^3$	Маса, кг
$D_6$	$h$	$h_6$	$S$			
500	25	125	4	21,3	31,3	9,9

#### 4.7. Вибір сталюї решітки під насадку

Для насадки із кілець Рашига розміром 35x35x4мм приймаємо колосникову решітку, тип I, ескіз якої наведений на рис. 4.5, а розміри в табл.4.4.

Таблиця 4.4 – Розміри решітки під насадку

Розміри в мм				Маса, кг	Число секцій
$D_6$	$D$	$t$	$S$		
500	480	26	6	17	1

#### 4.8. Вибір тарілки живлення

Для рівномірного розподілу рідини по поверхні насадки приймаємо тарілку ТСН-III [5,6] яку встановлюємо в верхній частині апарату. Ескіз тарілки наведений на рис. 4.6., а її розміри в табл. 4.5.

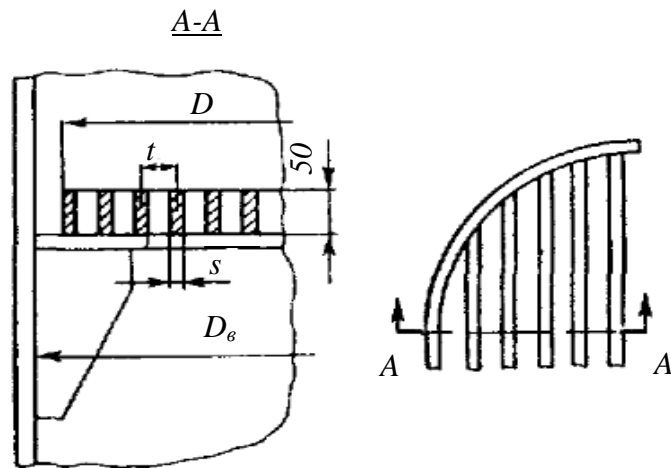


Рис. 4.5 – Решітка під насадку I-1300-35 МН4095-62.

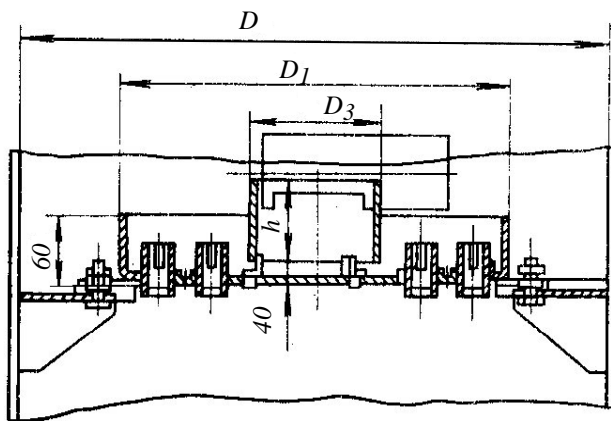


Рис. 4.6 Тарілка ТСН –III ОСТ 26-205-73

Таблиця 4.5.–Розміри розподільної тарілки ТСН-III

Розміри тарілки, мм				Розміри патрубку, мм			n, шт	$F_g,$ м <sup>2</sup>	$F_p,$ м <sup>2</sup>	Маса, кг
D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	D <sub>3</sub>	h	d	ℓ				
500	350	230	110	50	32	38	16	0,196	0,0006	6,9

#### 4.9. Вибір перерозподільної тарілки

Так, як по всій висоті насадки рівномірного розподілу рідини по перерізу колони не досягається із-за пристіночного ефекту, то після кожного шару насадки встановлюємо перерозподільні тарілки ТСН-III [5,6].

Ескіз тарілки наведений на рис. 4.7., а її розміри в табл. 4.6.

Таблиця 4.6–Розміри перерозподільної тарілки ТСН-II

Розміри тарілки, мм					Розміри патрубка, мм		n, шт	$F_{\phi, 2}$ , м <sup>2</sup>	$F_{p, 2}$ , м <sup>2</sup>	Маса, кг
$D_{\phi}$	$D_1$	$D_2$	$h$	$h_1$	$d$	$\ell$				
500	350	330	215	50	32	38	19	0,196	0,0006	9

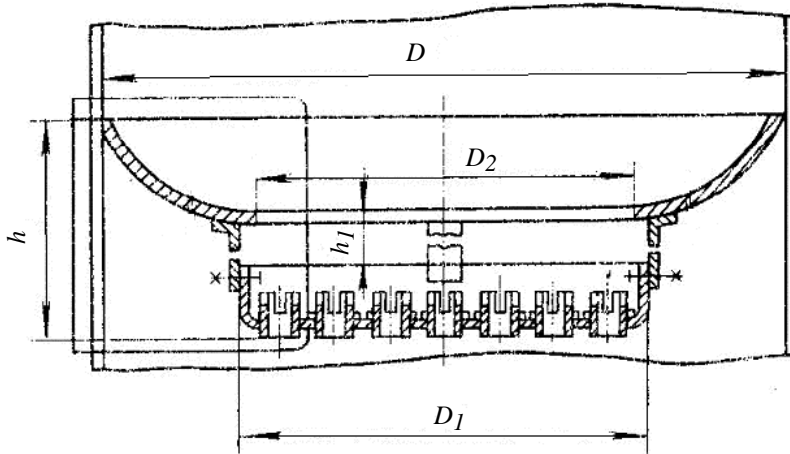


Рис. 4.7 Тарілка ТСН –II ОСТ 26-205-73.

#### 4.10. Вибір люків

Для монтажу, ремонту, огляду тарілок, решіток, вивантаження насадки приймаємо люки діаметром 250 мм, тип ІХ, робочий тиск  $P_y = 0,25$  МПа [6]. Ескіз люка наведений на рис. 4.9, а його розміри в табл. 4.8.

Таблиця 4.8.– Розміри люків

Розміри в мм												Z, шт	Маса, кг
$D_{\phi}$	S	D	$D_{\phi}$	$D_{\phi}$	$h$	$h_1$	$d$	$\ell$	H	L	$d_{\phi}$		
150	12	400	300	170	27	47	14	100	230	235	M2	4	6
											4		

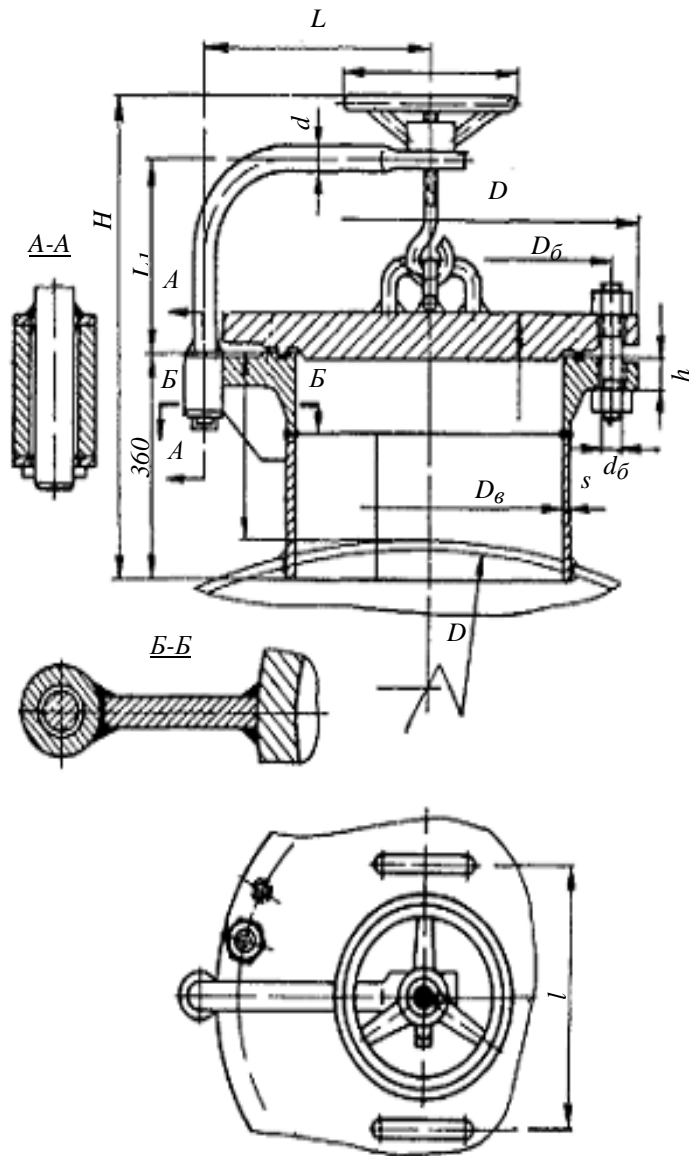


Рис. 4.6 Люк IX-I-O150 ОН 26-01--10-65

## 5. Гідралічний розрахунок

Для руху пари із куба через колону необхідно забезпечити деякий надлишковий тиск, який повинен перевищувати опір насадки.

При роботі колони в режимі нижче точки інверсії для визначення опору зрошуваної насадки використовують рівняння [8]:

$$\Delta P_{зр} = 10^{169U} \cdot \Delta P_c \quad (5.1)$$

де  $\Delta P_c$  – опір сухої насадки, Па;  
 $U$  – об'ємна густина зрошення,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ .  
 Опір сухої насадки:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H_{нас}}{d_e} \cdot \frac{\rho_n \cdot \omega^2}{2} \text{ Па}, \quad (5.2)$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт опору, який для неупорядкованої насадки складає при  $Re > 40$  [8]:

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

де  $d_e$  – еквівалентний діаметр насадки;  $d_e = 0,022$  м;  
 $\rho_n$  – густина пари; кг/м<sup>3</sup>;  
 $\omega$  – дійсна швидкість пари через насадку, м/с.

$$\omega = \frac{\omega_0}{V_g} \text{ м/с},$$

де  $\omega_0$  – фіктивна швидкість пари, м/с.  
 $V_g$  – вільний об'єм насадки;  $V_g = 0,78$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>; [9]  
 Об'ємна густина зрошення:

$$U = \frac{L}{\rho_p \cdot S}, \quad (5.3)$$

де  $L$  – витрата рідини; кг/с;  
 $\rho_p$  – густина; кг/м<sup>3</sup>;  
 $S$  - площа поперечного перерізу колони;  
 $S = 0,785 \cdot D^2$

Визначимо опір сухої насадки для верха колони.  
 Критерій Рейнольдса для пари  $Re'_n = 5076$

$$\lambda' = \frac{16}{5076^{0,2}} = 2,9$$

$$\omega' = \frac{2,48}{0,78} = 3,179 \text{ м/с}$$

$$\Delta P'_c = 2,9 \frac{6,58}{0,022} \cdot \frac{1,003 \cdot 3,179^2}{2} = 4396 \text{ Па}$$

Визначимо опір сухої насадки для низа колони.  
 Критерій Рейнольдса для пари  $Re''_n = 2723,6$

$$\lambda'' = \frac{16}{2723,6^{0,2}} = 3,29$$

$$\omega'' = \frac{2,025}{0,78} = 2,596 \text{ м/с}$$

$$\Delta P''_c = 3,29 \frac{3,54}{0,022} \cdot \frac{0,752 \cdot 2,596^2}{2} = 1341,6 \text{ Па}$$



Визначаємо об'ємну густину зрошення для верха колони

$$L_B=0,214 \text{ кг/с}, \rho'_p=821 \text{ кг/м}^3, S = 0,785 \cdot 0,5^2=0,197 \text{ м}^2$$

$$U' = \frac{0,214}{821 \cdot 0,197} = 0,0013 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с} \text{ або } U' = 4,68 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$$

Визначаємо об'ємну густину зрошення для низу колони

$$L_H=0,589 \text{ кг/с}, \rho''_p=925,9 \text{ кг/м}^3, S = 0,785 \cdot 0,5^2=0,197 \text{ м}^2$$

$$U'' = \frac{0,589}{925,9 \cdot 0,197} = 0,0032 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с} \text{ або } U'' = 11,52 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$$

Визначаємо опір зрошуваної насадки для верха колони

$$\Delta P'_{zp} = 10^{169 \cdot 0,0013} \cdot 4396 = 7295,5 \text{ Па}$$

Визначаємо опір зрошуваної насадки для низу колони

$$\Delta P''_{zp} = 10^{169 \cdot 0,0032} \cdot 1341,6 = 4651,82 \text{ Па}$$

$$\Delta P = \Delta P'_{zp} + \Delta P''_{zp} = 7295,5 + 4651,82 = 11947,3 \text{ Па}$$

## 6. Розрахунок на міцність

### 6.1. Розрахунок товщини стінки оболонки

Товщину стінки оболонки знаходимо за виразом [6]:

$$S = S' + C, \text{ мм}, \quad (6.1)$$

де  $S'$  - номінальна розрахункова товщина стінки;

$$S' = \frac{P_p \cdot D}{2[\sigma] \cdot \varphi}, \text{ м}, \quad (6.2)$$

де  $P_p$  – розрахунковий тиск в нижній частині оболонки з урахуванням гідростатичного тиску при випробуваннях, МПа.

$$P_p = P_0 + \rho q H, \text{ МПа},$$

де  $P_0$  - надмірний тиск в колоні;  $P_0 = 0,3$  МПа;

$\rho$  – густина води при  $t = 20^0$ ;  $\rho = 998$  кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  - допустиме напруження матеріалу стінки на розрив;

$$\sigma = 135 \text{ МПа/м}^2. [6]$$

$H$  – висота оболонки;  $H = 13,6$  м.

Тоді

$$P_p = 0,3 + \frac{998 \cdot 9,8 \cdot 13,6}{10^6} = 0,43 \text{ МПа}.$$

$\varphi$  – коефіцієнт міцності зварювального шва, який залежить від типу шва.

Приймаємо двохсторонній шов, для якого  $\varphi = 0,95$  [6].

Перевіримо відношення визначальних параметрів [6]:

$$\frac{\sigma}{P_p} \cdot \varphi = \frac{135}{0,43} \cdot 0,95 = 298,2 > 25 > 25.$$

Тоді 
$$S' = \frac{0,43 \cdot 0,5}{2 \cdot 135 \cdot 0,95} = 0,0009 \text{ м.}$$

$C$  – величина сумарної прибавки [6].

$$C = C_k + C_e + C_d, \quad (6.3)$$

де  $C_k$  – прибавка на корозію або інший вид хімічної дії робочого середовища на матеріал. Приймаємо  $C_k = 0,1$  мм/рік, при терміні служби апарату 10 років  $C_k = 1$  мм;

$C_e$  – прибавка на ерозію. Так як в колоні відсутній рух агресивних часток з великою швидкістю, то  $C_e = 0$ ;

$C_d$  – додаткова прибавка на округлення товщини стінки до стандартного сортаменту,  $C_d = 0,001$  мм.

Рекомендована мінімальна товщина стінки в залежності від діаметра оболонки наведена в табл. 6.1 [5].

Таблиця 6.1. – Мінімальна товщина стінки в залежності від діаметра оболонки

$D$ , мм	<400	<400 до 1000	>1000 до 2000	>2000 до 4000
$S$ , мм	2	3	4	6

Тоді

$$S = 0,0009 + 0,001 + 0,001 = 0,0029 \text{ м} \quad S = 3 \text{ мм,}$$

Допустимий тиск в оболонці [6]:

$$P_d = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi (S - C_k)}{D + (S - C_k)} = \frac{2 \cdot 135 \cdot 0,95 (0,003 - 0,001)}{0,5 + (0,003 - 0,001)} = 1,02 \text{ МПа,}$$

що більше  $P_p = 0,43$  МПа.

## 6.2. Розрахунок товщини стінки еліптичного днища

Номінальна розрахункова товщина стінки днища [6]:

$$S = \frac{P_p \cdot D_e}{2[\sigma] \cdot \varphi_d} \text{ м,} \quad (6.4)$$

де  $\varphi_d$  – коефіцієнт ослаблення днища отвором, діаметр якого для виходу кубової рідини  $d_6 = 20$  мм.

$$\varphi = \frac{D_e - d_6}{D_e} = \frac{500 - 20}{500} = 0,96.$$

Розрахунковий тиск на днище:  $P_p = 0,43$  МПа.

Тоді 
$$S' = \frac{0,43 \cdot 0,5}{2 \cdot 135 \cdot 0,96} = 0,00083 \text{ м.}$$

Товщина стінки днища:

$$S = S' + C_K + C_\delta = 0,00083 + 0,001 + 0,001 = 0,00283 \text{ м} = 3 \text{ мм,}$$

### 6.3. Визначення маси апарату

Для розрахунку навантаження на опору необхідно знайти масу апарату:

$$M_a = m_o + m_n + m_e + m_l + m_\phi + m_\delta + m_p + m_T, \quad (6.5)$$

де  $m_o$  – маса оболонки;

$m_n$  – маса насадки;

$m_e$  – маса води при гідровипробуванні;

$m_l$  – маса люків;

$m_\phi$  – маса фланців;

$m_\delta$  – маса днища та кришки;

$m_p$  – маса решіток під насадку;

$m_T$  – маса тарілок.

Маса оболонки:

$$m_o = \pi D \cdot S \cdot H \cdot \rho_{ст} = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 0,003 \cdot 13,6 \cdot 7800 = 499,6 \text{ кг,}$$

де  $S$  – товщина стінки оболонки, м;

$H$  – висота оболонки, м;  $H = 13,6$  м;

$\rho_{ст}$  – густина сталі, кг/м<sup>3</sup>;

Маса насадки:

$$m_n = \frac{\pi D_B^2}{4} \cdot H_n \cdot M \text{ кг,}$$

де  $H_n$  – висота насадки,  $H_n = 12,5$  м;

$M$  – маса 1 м<sup>3</sup> насадки;  $M = 505$  кг/м<sup>3</sup> [9];

$$m_n = \frac{3,14 \cdot 0,5^2}{4} \cdot 12,5 \cdot 505 = 1239 \text{ кг}$$

Маса води при гідровипробуванні:

$$m_e = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \cdot \rho_e = \frac{3,14 \cdot 0,5^2}{4} \cdot 13,6 \cdot 1000 = 2669 \text{ кг,}$$

Маса люків:

$$m_l = n \cdot G_l = 16 \cdot 13,9 = 223 \text{ кг.}$$

де  $n$  – кількість люків (приймаємо 2 люки на 1 шар насадки),

$$n = 2n_{ш} = 2 \cdot 8 = 16;$$

$G_l$  – маса одного люка;  $G_l = 13,9$  кг [6].

Маса фланців:

$$m_\phi = 3 \cdot 3,72 + 1,04 + 2 \cdot 0,45 + 2 \cdot 17,6 = 48,3 \text{ кг.}$$

Маса днища та кришки:

$$m_\delta = 2 \cdot 9,9 = 19,8 \text{ кг,}$$

Маса решіток під насадку:

$$m_p = 8 \cdot 17 = 136 \text{ кг.}$$

Маса тарілок:

$$m_T = 6,9 + 3 \cdot 9 = 33,9 \text{ кг.}$$

де кількість розподільних тарілок приймаємо 3,  
тоді

$$M = 499,6 + 2669 + 223 + 48,3 + 19,8 + 136 + 33,9 = 3629,6 \text{ кг.}$$

Навантаження на опору

$$Q = M \cdot g = 3629,6 \cdot 9,81 = 3561 \text{ Н} = 0,36 \text{ МН}$$

Приймаємо опору для вертикальних апаратів циліндричну, тип І, ОСГ 26-467-78 [6], ескіз якої наведений на рис. 6.1., а розміри в табл. 6.2.

Таблиця 6.2 – Розміри опори

Навантаження, $Q$ , МН	Розміри в мм.										$Z$ , шт
	$H$	$D_1$	$D_2$	$D_6$	$S_1$	$S_2$	$S_3$	$S_4$	$D_2$	$d_6$	
0,125	600	700	450	620	6	20	12	12	28	M24	6

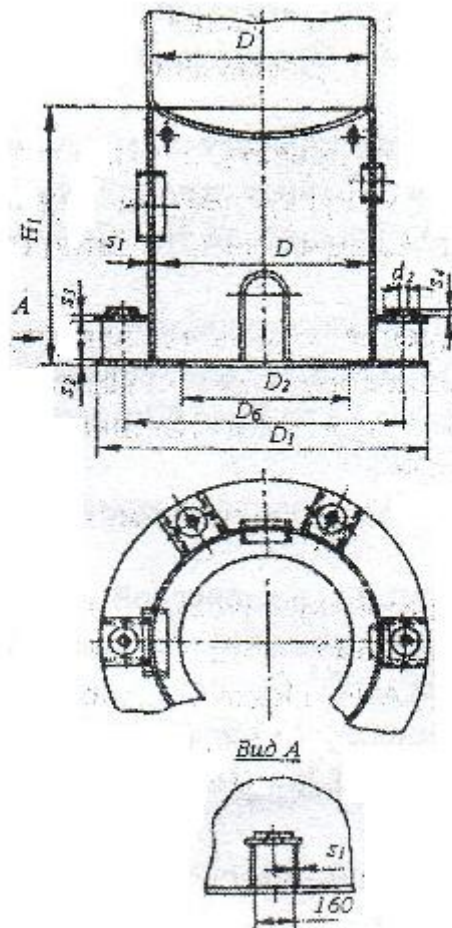


Рис.6.1. Ескіз опори (тип I)

## 7. Література

1. Задание на курсовое проектирование по курсу «Основные процессы и аппараты химической технологии» и требования к его оформлению. / сост. П.И. Сорока, А.К. Бучинський, В.И. Зражевский и др.. – Днепропетровск.: ДХТИ. 1991. – 45 с.
2. Завдання до виконання курсового проекту з курсу «Процеси та апарати хімічної технології для студентів V курсу заочної форми навчання. / Уклад. А.К. Бучинський, Т.Ю. Гіріч, Т.П. Єльцова та ін. – Дніпропетровськ.: УДХТУ. 2002. – 15 с.
3. Методичні вказівки до оформлення курсового проекту з курсу «Основні процеси та апарати хімічної технології» для студентів ІУ-У курсів усіх спеціальностей і форм навчання. /Уклад. М.І. Шишков, В.І. Зражевський. – Дніпропетровськ: УДХТУ. 2001. – 28 с.
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1972. – 784 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. /Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия. 1991. – 496 с.

6. Лазинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
7. Краткая химическая энциклопедия. т. II. М.: «Советская энциклопедия», 1964. – 746 с.
8. Плановский А.Н., Рамм В.М., Коган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1968. – 848 с.
9. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. – 576 с.
10. Методичні вказівки з розрахунку насадкової ректифікаційної колони періодичної дії з курсу «Основні процеси та апарати хімічної технології» для студентів ІУ-У курсів усіх спеціальностей і форм навчання. /Уклад. П.Г. Сорока, В.В. Івашкевич, В.І. Зражевський Дніпропетровськ: УДХТУ, 2000. – 25 с.



