

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

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

**ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ
«РОЗРАХУНОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ.
ПРОЕКТУВАННЯ НАСАДКОВОЇ КОЛОНИ»
З КУРСУ «ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІІІ–ІV КУРСІВ**

Дніпропетровськ УДХТУ 2010

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

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ
«РОЗРАХУНОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ.
ПРОЕКТУВАННЯ НАСАДКОВОЇ КОЛОНИ»
З КУРСУ «ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІІІ–ІІІІ КУРСІВ

Затверджено
на засіданні кафедри процесів
та апаратів хімічної технології.
Протокол № 10 від 30.05.2009.

Дніпропетровськ УДХТУ 2010

Методичні вказівки до виконання курсового проекту «Розрахунок ректифікаційної установки періодичної дії. Проектування насадкової колони.» з курсу «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів III–IV курсів / Укл.: В.М. Задорожній, В.І. Зражевський, С.О. Опарін. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2010. – 38 с.

Укладачі: В.М. Задорожній, канд. техн. наук
В.І. Зражевський, канд. техн. наук
С.О. Опарін, канд. техн. наук

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

Навчальне видання

Методичні вказівки

до виконання курсового проекту «Розрахунок ректифікаційної установки періодичної дії. Проектування насадкової колони.» з курсу «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів III–IV курсів усіх спеціальностей і форм навчання

Укладачі: ЗАДОРЖНИЙ Володимир Михайлович
ЗРАЖЕВСЬКИЙ В'ячеслав Іванович
ОПАРІН Сергій Олександрович

Редактор Л.М. Тонкошкур
Коректор В.П. Синицька

Підписано до друку 10.02.10. Формат 60×84¹/₁₆. Папір ксерокс. Друк різнограф.
Ум.-друк. акр. 1,77. Обл.-вид. арк. 1,81. Тираж 50 прим. Зам. № 97.
Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, м. Дніпропетровськ-5, просп. Гагаріна, 8.

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ ТА ВИЗНАЧЕННЯ

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 за розділом «Ректифікація».

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

Для виконання проекту студенту видається завдання на проектування, варіант якого він вибирає в методичних вказівках [1, 2]. У завданні, як правило, вказані: назва установки, її продуктивність, склад вихідної суміші та продуктів перегонки, тип ректифікаційної колони або іншого апарата 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 вигляд апарата, 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 апарата, який вказаний в завданні для проектування.
5. Гідравлічний розрахунок.

В кінці пояснювальної записки наводиться список використаної літератури.

Зміст розділів пояснювальної записки.

У розділі «Вступ» наводиться 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 дія на організм і корозійні властивості.

1.2 Основні методи одержання 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 і опис її роботи.

2.3 Вибір конструкції вказаного в завданні апарата на основі порівняння з аналогічними типами, устрій і принцип його роботи.

2.4 Вибір матеріалу корпусу та вузлів апарата.

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

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 дистилляту та кубового залишку.

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

3.3 Флегмове число.

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

3.5 Тепловий баланс установки, з якого визначають теплові навантаження апаратів, витрати грючої 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 апарата (фланців, дна, кришки, люків, тарілок, опорних решіток, опори апарата) за ГОСТ [5, 6].

В розділі «Гідравлічний розрахунок» знаходиться гідравлічний опір колони або іншого проектованого апарата, що необхідний 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 у ГОСТ товщини корпусу, днища, кришки та інших розмірів робочим умовам апарата (температурі, тиску, гідравлічним випробуванням) [5, 6].

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

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

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

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

На основних технологічних трубопроводах необхідно навести технічні характеристики середовища в трубопроводі: витрату, концентрацію, тиск,

температуру. Ці дані вносять у 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 розробленні технологічної схеми.

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

Для прикладу наводимо варіант розрахунку ректифікаційної насадкової колони періодичної дії.

Завдання. Розрахувати ректифікаційну установку періодичної дії для розділення суміші метанол–вода продуктивністю $G_f=5000$ кг/опер. Тривалість операції $\tau=3$ години. Вміст легколеткого компонента у вихідній суміші $\bar{x}_f=40\%$, у дистиляті $\bar{x}_p=97\%$, у кубовому залишку $\bar{x}_w=8\%$ (мас.%). 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.

Метиловий 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 пара метилового спирту утворює вибухонебезпечну суміш у 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÷400⁰С і атмосферному тиску розкладається на СО та Н₂. Одержують із природного та коксового газів при тиску 30÷50 МПа і температурі 300÷375⁰С на каталізаторі.

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

Сильна отрута. Діє на нервово-судинну систему. При вживанні 5–10 мл 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. У звичайних умовах рідина без запаху, смаку та кольору. Входить до складу різних мінералів (глини, піску), знаходиться в рослинах і тваринах, присутня в землі та атмосфері.

Здатна розчиняти більшість неорганічних кислот, солі, газу (NH_3 , CO_2 , SO_3 та ін.). Із органічних речовин розчиняє лише ті, в молекулах яких присутні в значній мірі полярні групи (спирти, аміни, нітрили, органічні кислоти, цукор).

У 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 $t=20^\circ\text{C}$.

Таблиця 1.1

Фізичні властивості метанолу та води

Компонент	Хімічна формула	$T_{\text{кпл.}}^\circ\text{C}$	Молярна маса, кг/к·моль	Тиск насиченої пари, мм рт.ст.	Густина, кг/м ³	В'язкість, Па·с	Теплота пароутворення, кДж/кг	Теплоємність, кДж/кг·К	Коефіцієнт теплопровідності, Вт/м·К
Метилловий спирт	CH_3OH	64,5	32	88,92	792	$0,584 \cdot 10^{-3}$	1173	2,658	0,212
Вода	H_2O	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 і близькокиплячих компонентів сумішей, приймати недоцільно.

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

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

2 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1 Теоретичні основи процесу ректифікації

Для розділення однорідних сумішей рідин з одержанням продуктів будь-якої концентрації, з високим виходом, застосовують процес ректифікації.

Ректифікація являє собою процес багаторазового часткового випарювання рідини та конденсації утвореної пари. Процес здійснюється шляхом контакту потоків рідини та пари, які мають різну температуру та

рухаються протитечією в спеціальних колонних апаратах. При кожному контакті із пари в рідині частково конденсується переважно висококиплячий компонент суміші (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 внизу колони називається кубовим залишком і складається з майже чистого ВК [4].

Суть процесів, із яких складається ректифікація та одержані при цьому результати, можна прослідкувати за допомогою діаграми $t - x, y$ (рис. 1.1).

Нагрівши вихідну суміш, вміст НК в якій x_1 , до температури t_1 , одержимо пару, яка знаходиться в рівновазі з рідиною (точка e). 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.

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 всередині спеціальними розподільними пристроями, які служать для створення найбільш повного контакту між рідинною та паровою фазами.

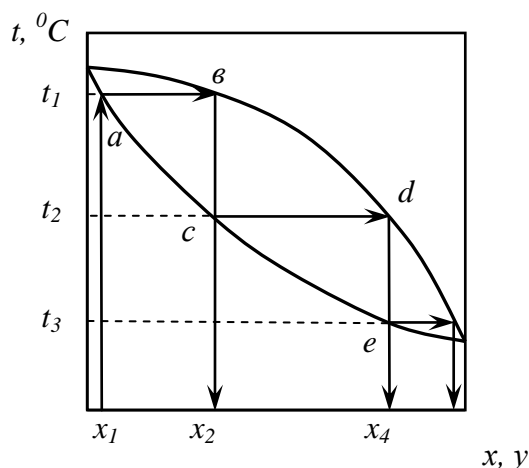


Рис. 2.1. Зображення процесу розділення бінарної суміші шляхом ректифікації на діаграмі $t - x, y$

2.2 Технологічна схема установки

Ректифікація може здійснюватись на установках безперервної або періодичної дії. 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 [4].

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

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

За умовою, продуктивність установки незначна і складає 5000 кг за 3 години роботи або 0,462 кг/с, а ступінь розділення суміші досить висока, Тому приймаємо ректифікаційну установку періодичної дії, принципова схема роботи якої наведена на рис. 2.2.

Вихідну суміш завантажують у куб 1, який обладнаний нагрівальним пристроєм 2. Суміш підігривається до кипіння і її пара надходить до нижньої частини колони, яка заповнена насадкою 3, на якій контактують пара та рідина. Піднімаючись вгору, пара збагачується НК (метанолом), яким збіднюється стікаюча вниз флегма, що надходить з дефлегматора 4 через розподільник 5 на верхню поверхню насадки 3.

У дефлегматорі 4 пара, яка надходить з колони 2, частково або повністю конденсується. У випадку повної конденсації вона за допомогою розподільника 5 ділиться на флегму та дистилат, який охолоджується в холодильнику 6 і направляється в збірник 7.

Після того, як досягнутий заданий склад залишку в кубі (про це судять за температурою кипіння), його зливають, завантажують в куб нову вихідну суміш і операцію повторюють.

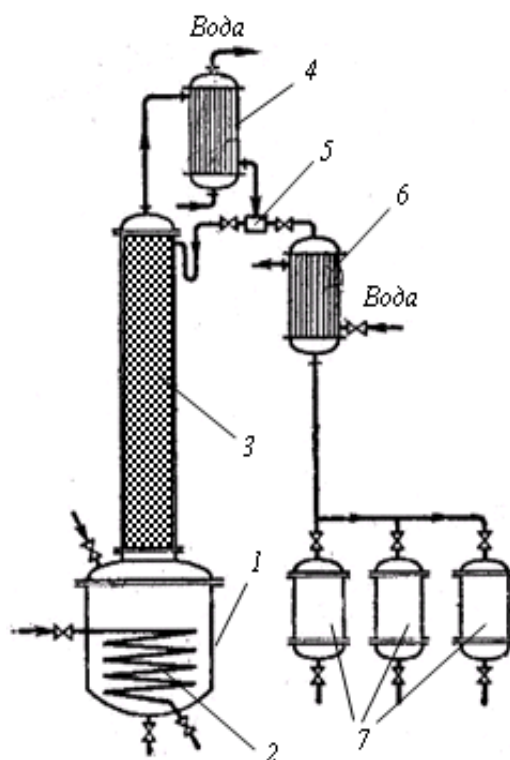


Рис. 2.2. Принципова технологічна схема ректифікаційної установки періодичної дії: 1 – куб; 2 – нагрівальний пристрій; 3 – насадка; 4 – дефлегматор; 5 – розподільник флегми; 6 – холодильник дистилату; 7 – збірник дистилату

2.3 Вибір конструкції ректифікаційної колони

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

Для ректифікації застосовують виключно апарати колонного типу – барботажні (тарілчасті) та 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 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. Конструкції тарілок різноманітні та 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 та є більш дешевими в порівнянні з барботажними.

Рідина на кожному елементу 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 за 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).

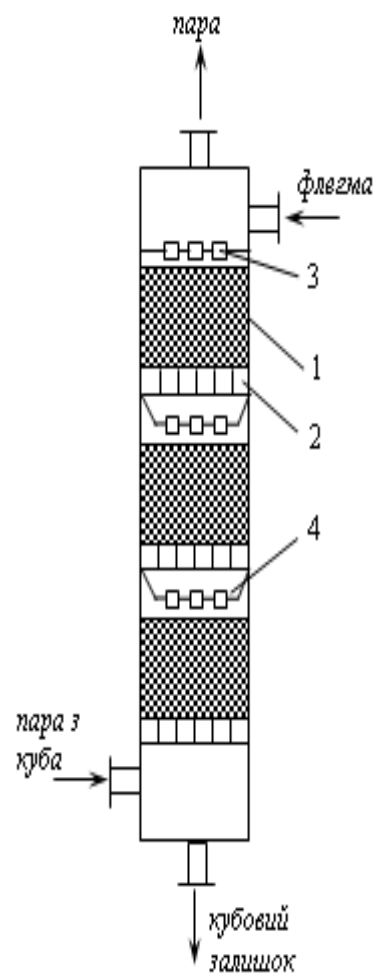


Рис. 2.3. Насадкова ректифікаційна колона:
1 – насадка; 2 – опорна решітка; 3 – розподільна тарілка; 4 – перерозподільна тарілка

2.4 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 опір і ефективність розділення. Мілка насадка має більш високу питому поверхню та 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 Гудлое [4,8]. 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 примінять 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.

Враховуючи деякі особливості процесу розділення суміші метанол–вода (продуктивність, температуру кипіння, ступінь розділення та ін.), приймаємо керамічні кільця Рашига розміром 35×35×4 мм [9].

2.5 Вибір робочих умов процесу

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

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

Так, як температура кипіння висококиплячого компоненту (вода) становить 100⁰С, то приймаємо тиск у 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 газі). Тиск і температура пари будуть уточнені нижче.

В дефлегматорі пара, яка надходить із колони, може бути сконденсованою частково або повністю. У першому випадку частина конденсату відповідає кількості флегми, яка повертається в колону, а несконденсована пара охолоджується і конденсується в холодильнику-конденсаторі. У другому випадку, частина конденсату, яка залишилась після відділення флегми, є дистилятом і направляється в холодильник дистиляту. Дефлегматор при цьому може бути розміщений не на самій колоні, а за її межами, що більш економічно в умовах помірної клімату.

В якості охолоджуючого агента приймаємо технічну воду оборотного циклу підприємства. Початкова температура води $t_{gn}=20^0\text{C}$. З умови запобігання утворення осаду або накипу кінцеву температуру води приймаємо $t_{ок} = 45^0\text{C}$.

2.6 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 $t=100^0\text{С}$ [6].

3 ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ

3.1 Матеріальний розрахунок

3.1.1 Розрахунок витрати дистиляту та кубового залишку

Витрати дистиляту 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, дистиляту та кубового залишку, відповідно, кг/опер;

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

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

$$G_P = G_F \frac{\bar{x}_F - \bar{x}_W}{\bar{x}_P - \bar{x}_W} = 5000 \frac{0,4 - 0,08}{0,97 - 0,08} = 1798 \text{ кг/опер},$$

або
$$\frac{1798}{3600 \cdot 3} = 0,166 \text{ кг/с}.$$

$$G_W = G_F - G_P = 5000 - 1798 = 3202 \text{ кг/опер},$$

або
$$\frac{G_W}{3600 \cdot \tau} = \frac{3202}{3600 \cdot 3} = 0,296 \text{ кг/с},$$

$$G_F = \frac{500}{3600 \cdot 3} = 0,462 \text{ кг/с},$$

де τ – тривалість операції перегонки; $\tau=3$ год.

3.1.2. Перерахунок масових концентрацій у молярні

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

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

$$x_a = \frac{\frac{\bar{x}_a}{M_a}}{\frac{\bar{x}_a}{M_a} + \frac{1 - \bar{x}_a}{M_b}}, \quad (3.3)$$

де \bar{x}_a – молярна концентрація легколеткого компонента в суміші;

x_a – масова концентрація (масовий процент легколеткого компонента в суміші);

M_a, M_b – молярні маси компонентів суміші.

$M_a = M_{cn} = 32$ кг/кмоль; $M_b = 18$ кг/кмоль.

$$\text{Тоді } x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_b}} = \frac{\frac{40}{32}}{\frac{40}{32} + \frac{100 - 40}{18}} = 0,273 = 27,3\% \text{ моль,}$$

$$x_P = \frac{\frac{\bar{x}_P}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_P}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_P}{M_b}} = \frac{\frac{97}{32}}{\frac{97}{32} + \frac{100 - 97}{18}} = 0,948 = 94,8\% \text{ моль,}$$

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_W}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_b}} = \frac{\frac{8}{32}}{\frac{8}{32} + \frac{100 - 8}{18}} = 0,046 = 4,6\% \text{ моль.}$$

3.1.3 Температурний режим роботи колони

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

t – температура суміші;

x, y – концентрації низькокиплячого компонента в рідині та рівноважній з нею паровій фазі (мол.%), які знайдені [8] та наведені в таблиці 3.1.

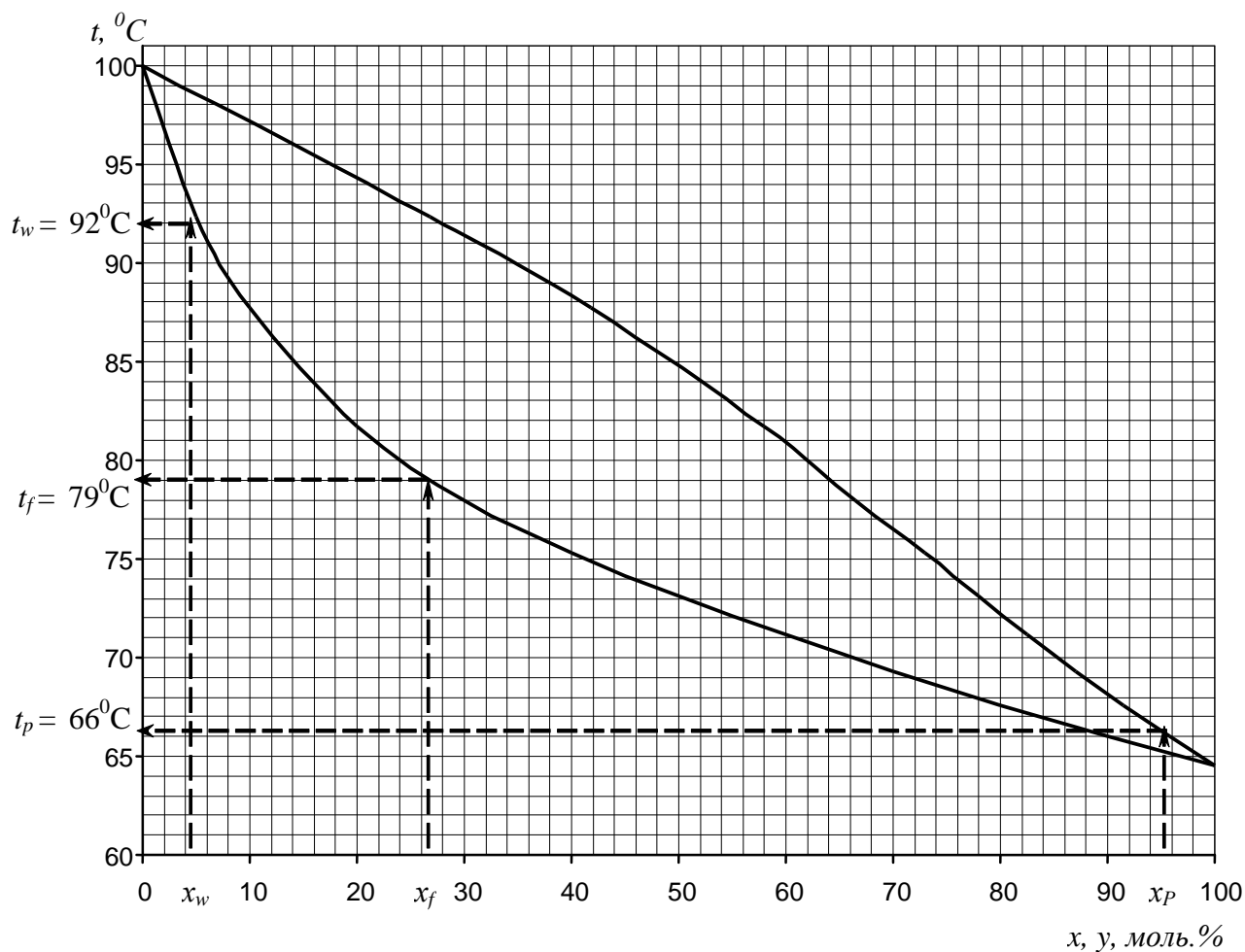


Рис. 3.1. Ізобарна діаграма t - x , y суміші метиловий спирт-вода

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	55,8	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:

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

температуру кипіння кубового залишку:

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

температуру дистиляту:

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

3.1.4 Розрахунок флегмового числа

Процеси періодичної ректифікації можуть здійснюватись при постійному флегмовому числі R або при постійному складі дистиляту.

В першому випадку в ході протікання процесу дистилят збагачується низькокиплячим компонентом і його відбирають у вигляді фракцій.

Досягти постійного складу дистиляту можна шляхом збільшення в часі подачі флегми.

Приймаємо роботу періодично діючої ректифікаційної установки з постійним складом дистиляту. Флегмове число при цьому постійно збільшується і найбільше його значення буде в кінцевий момент перегонки, коли склад рідини в кубі досягає заданої величини x_W [4]:

$$R = \beta \cdot R_{\min(k)}, \quad (3.4)$$

де β – коефіцієнт надлишку флегми;

$\beta = (1,4 \div 5)$; приймаємо $\beta = 3$.

$R_{\min(k)}$ – мінімальне флегмове число, яке розраховується згідно з виразом [4]:

$$R_{\min(k)} = \frac{x_P - y_W^*}{y_W - x_W}, \quad (3.5)$$

де y_W^* – молярна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважному з кубовим залишком складу X_W . Знаходимо за рис. 3.1 або рис. 3.2.

При $x_W = 4,6\%$, $y_W^* = 26\% = 0,26$.

$$R_{\min(k)} = \frac{0,948 - 0,26}{0,26 - 0,046} = 3,21.$$

Робоче флегмове число, за яким визначають число теоретичних ступенів зміни концентрації, дорівнює:

$$R = 3 \cdot 3,21 = 9,63.$$

Середнє значення мінімального флегмового числа для всього процесу визначається за формулою [10]:

$$R_{\min} = \frac{x_P \lg \frac{x_F}{x_W} + \alpha'(1 - x_P) \frac{1 - x_F}{1 - x_W}}{0,435(\alpha' - 1)(x_F - x_W)}, \quad (3.6)$$

де α' – середня відносна леткість по колоні.

$$\alpha' = \frac{\sum \frac{P_{нк}}{P_{вк}}}{n},$$

де $P_{нк}$, $P_{вк}$ – тиск насиченої пари, відповідно, низько- та висококиплячого

компонентів в інтервалі їх температур кипіння, мм рт.ст;
 n – кількість значень температур.

Тиск насиченої пари компонентів наведений в таблиці 3.2 [8].

Тоді

$$\alpha' = \frac{3,96 + 3,77 + 3,69 + 3,74}{4} = 3,86,$$

$$R_{\min} = \frac{0,948 \lg \frac{0,273}{0,046} + 3,86(1 - 0,948) \frac{1 - 0,273}{1 - 0,046}}{0,435(3,86 - 1)(0,273 - 0,046)} = 3,12.$$

Таблиця 3.2

Тиск насиченої пари метилового спирту та води

Рідина	Тиск, мм рт.ст.			
	$t=70^0\text{C}$	$t=80^0\text{C}$	$t=90^0\text{C}$	$t=100^0\text{C}$
Метилловий спирт	927	1341	1897	2621
Вода	234	355	526	760
$\frac{P_{m.c}}{P_{\theta}}$	3,96	3,77	3,69	3,74

Середнє розрахункове флегмове число:

$$R_{cp} = \beta \cdot R_{\min} = 3 \cdot 3,12 = 9,36.$$

3.1.5 Середня концентрація рідини та пари в колоні

Середній склад рідини в мольних частках:

$$x_{cp} = 0,5(x_p + \frac{x_F + x_W}{2}) = 0,5(0,948 + \frac{0,273 + 0,046}{2}) = 0,553.$$

Середній склад пари знаходимо з рівняння робочої лінії [4]:

$$y_{cp} = \frac{R_{cp}}{R_{cp} + 1} x_{cp} + \frac{x_p}{R_{cp} + 1} = \frac{9,36}{9,36 + 1} 0,553 + \frac{0,948}{9,36 + 1} = 0,58. \quad (3.7)$$

3.1.6 Густина пари

Знаходимо з виразу:

$$\rho_n = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}} \cdot \frac{P}{P_0} \text{ кг/м}^3, \quad (3.8)$$

де M_{cp} – середня мольна маса пари:

$$M_{cp} = M_{cn} \cdot y_{cp} + M_e(1-y_{cp}) = 32 \cdot 0,58 + 18(1-0,58) = 25,98 \text{ кг/кмоль};$$

T_{cp} – середня температура пари.

Знаходимо t_{cp} за рис. 3.1 залежно від y_{cp} :

$$\text{при } y_{cp} = 0,58; \quad t_{cp} = 82^0,$$

T_0 – абсолютна температура, К;

P_0 – атмосферний тиск, Па;

P – тиск в колоні, Па.

$$\text{Тоді } \rho_n = \frac{25,98}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 82} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^5} = 0,891 \text{ кг/м}^3.$$

3.1.7 Густина суміші

Густина суміші знаходимо з виразу [9]:

$$\frac{1}{\rho_p} = \frac{x_{cp}}{\rho_{m.c}} + \frac{1-x_{cp}}{\rho_v}, \quad (3.9)$$

де $\rho_{m.c}, \rho_v$ – густина метилового спирту та води при $t_{cp}=82^0$;

$$\rho_{m.c} = 730,5 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_v = 975 \text{ кг/м}^3 [9].$$

Тоді

$$\frac{1}{\rho_p} = \frac{0,553}{730,5} + \frac{1-0,553}{975}.$$

Звідки $\rho_p = 826 \text{ кг/м}^3$.

3.1.8 Витрата пари, що підіймається по колоні

Знаходимо з виразу:

$$V_n = \frac{G_p(R_{cp} + 1) \cdot T_{cp} \cdot P_0}{\rho_n \cdot T_0 \cdot 3600 \cdot \tau \cdot P}, \quad (3.10)$$

де τ – тривалість операції; $\tau = 3$ години.

Тоді:

$$V_n = \frac{1798(9,36 + 1) \cdot (273 + 82) \cdot 1 \cdot 10^5}{0,891 \cdot 273 \cdot 3600 \cdot 3 \cdot 1 \cdot 10^5} = 2,51 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.11)$$

Масова витрата пари: $G_n = \frac{V_n}{\rho_n} = \frac{2,51}{0,891} = 2,81 \text{ кг/с}.$

3.1.9 Витрата рідини, що стікає по колоні

Знаходимо з виразу (3.10):

$$L = \frac{G_p \cdot R_{cp}}{3660 \cdot \tau} = \frac{1798 \cdot 9,36}{3600 \cdot 3} = 1,55 \text{ кг/с}.$$

3.2 Тепловий розрахунок установки

3.2.1 Витрата тепла на підігрівання суміші

Приймаємо початкову температуру суміші $t_n = 20^\circ\text{C}.$

Тоді:

$$Q_{нагр.} = G_F \cdot C_F (t_F - t_n) + Q_{втр.} \text{ кДж/опер.} \quad (3.12)$$

де C_F – теплоємність вихідної суміші при середній температурі t_{Fcp} :

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

$$C_F = \bar{x}_F \cdot C_{мс} + (1 - \bar{x}_F) \cdot C_в \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}, \quad (3.13)$$

де $C_{мс}$ – теплоємність метилового спирту [9], $C_{мс} = 2,64 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$

$C_в$ – теплоємність води [9]; $C_в = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$

\bar{x}_F – масова частка НК (метилового спирту) в суміші; $\bar{x}_F = 0,4.$

$$C_F = 0,4 \cdot 2,64 + 1 \cdot (1 - 0,4) \cdot 4,18 = 3,564 \text{ кДж/кг}.$$

Теплові втрати $Q_{втр.}$ приймаємо $3 \div 5\%$ від $Q_{нагр.}$

Тоді

$$Q_{нагр.} = [5000 \cdot 3,564 (79 - 20)] = 1,05 = 0,108 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.}$$

3.2.2. Витрата тепла на процес перегонки

$$Q_{неp} = G_p (R_{cp} + 1) \cdot [r_p + C_{cp} (t_{cp} - t_F)] + Q_{вmp} \text{ кДж/опер.}, \quad (3.14)$$

де R_{cp} – середнє флегмове число для всього процесу, $R_{cp} = 9,36$;
 r_p – питома теплота пароутворення дистилляту.

$$r_p = \bar{x}_p \cdot r_{mc} + (1 - \bar{x}_p) \cdot r_g \text{ кДж/кг}, \quad (3.15)$$

де r_{mc} , r_g – питома теплота пароутворення метилового спирту та води при $t_p = 66^\circ\text{C}$;

$$r_{mc} = 1085,5 \text{ кДж/кг}; \quad r_g = 2341 \text{ кДж/кг};$$

$$r_p = 0,97 \cdot 1085,5 + (1 - 0,97) \cdot 2341 = 1123,1 \text{ кДж/кг};$$

C_{cp} – середня теплоємність дистилляту;

$$C_{cp} = C_{mc} \cdot \bar{X}_P + C_g (1 - \bar{X}_P) \text{ кДж/кг} \cdot \text{K};$$

C_{mc} , C_g – теплоємність метилового спирту та води при $t_p = 66^\circ\text{C}$;

$$C_{mc} = 2,78 \text{ кДж/кг} \cdot \text{K}; \quad C_g = 4,18 \text{ кДж/кг} \cdot \text{K} \quad [9];$$

$$C_{cp} = 2,78 \cdot 0,97 + 4,18 (1 - 0,97) = 2,82 \text{ кДж/кг} \cdot \text{K};$$

t_{cp} – середня температура пари, яка підіймається із куба в колону, і змінюється від t_F на початку процесу до t_W у кінці:

$$t_{cp} = \frac{t_F + t_W}{2} = \frac{79 + 92}{2} = 85,5^\circ\text{C},$$

де t_W – температура кипіння рідини в кубі; $t_W = 92^\circ\text{C}$;

$Q_{вmp}$ – теплові втрати; приймаємо $Q_{вmp} = 3 \div 5\%$ від $Q_{нагр.}$;

$$Q_{неp} = 1798 \cdot (9,36 + 1) [1123,1 + 2,82(85,5 - 79)] \cdot 1,05 = 22,1 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.}$$

3.2.3. Витрата гріючої пари на перегонку

Знаходимо з виразу [8]:

$$G_{г.п.} = \frac{Q}{I_{г.п.} - I_k} \text{ кг/опер.}, \quad (3.16)$$

де Q – загальна витрата тепла кДж/опер.;

$$Q = Q_{нагр.} + Q_{неp} = 0,108 \cdot 10^6 + 22,1 \cdot 10^6 = 22,2 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.};$$

$I_{г.п.}$, I_k – тепловміст гріючої пари та конденсату при

$$t_{г.п.} = t_W + (15 \div 20^\circ) = 92 + 20 = 112^\circ\text{C};$$

$$I_{г.п.} = 2704 \text{ кДж/кг}; \quad I_k = 473,1 \text{ кДж/кг} \quad [9].$$

Тоді

$$G_{г.п.} = \frac{22,2 \cdot 10^6}{2704 - 473,1} = 9951 \text{ кг/опер.},$$

або

$$G_{z.n.} = \frac{9951}{3600 \cdot 3} = 0,921 \text{ кг/с.}$$

3.2.4. Теплове навантаження дефлегматора

При повній конденсації пари, яка виходить із колони, кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_d = G_p (R_{cp} + 1) \cdot r_p, \text{ кДж/опер.}, \quad (3.17)$$

де $r_p = 1123,1$ кДж/кг; (п. 3.2.2).

Тоді $Q_d = 1798 (9,36+1) \cdot 1123,1 = 22,063 \cdot 10^7$ кДж/опер.

3.2.5 Теплове навантаження холодильника дистилляту

Кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_P = G_P \cdot C_P (t_P - t_{pk}), \text{ кДж/опер.}, \quad (3.18)$$

де C_P – теплоємність дистилляту при:

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

$$C_P = \bar{x}_P \cdot C_{m.c.} + (1 - \bar{x}_P) \cdot C_g. \quad (3.19)$$

Теплоємності компонентів при $t_{cp} = 45,5^\circ \text{C}$.

$C_{m.c.} = 2,68$ кДж/кг·К; $C_g = 4,18$ кДж/кг·К [9];

$C_P = 0,97 \cdot 2,68 + (1 - 0,97) \cdot 4,18 = 2,72$ кДж/кг·К;

t_{pk} – кінцева температура дистилляту; приймаємо $t_{pk} = 25^\circ \text{C}$.

Тоді $Q_P = 1798 \cdot 2,72(66 - 25) = 200513$ кДж/опер.

3.2.6 Теплове навантаження холодильника кубового залишку

Кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_W = G_W \cdot C_W (t_W - t_{wk}) \text{ кДж/опер.}, \quad (3.20)$$

де C_W – теплоємність кубового залишку при:

$$t_{Wcp} = \frac{t_W - t_{wk}}{2} = \frac{92 + 25}{2} = 58,5^\circ \text{C},$$

$$C_W = \overline{x_W} \cdot C_{m.c.} + (1 - \overline{x_W}) \cdot C_g, \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}. \quad (3.21)$$

Теплоємності компонентів при $t_{Wcp} = 58,5^{\circ}\text{C}$.

$C_{m.c.} = 2,64 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}; C_g = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К} [9];$

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

t_{Wk} – кінцева температура кубового залишку, приймаємо $t_{Wk} = 25^{\circ}\text{C}$.

Тоді $Q_W = 3202 \cdot 4,05(92 - 25) = 0,88 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.}$

3.2.7 Витрата охолоджуючої води в дефлегматорі

Знаходимо із теплового балансу дефлегматора, за охолоджуючою водою:

$$Q_d = Q_g \text{ або } Q_d = G_{g1} \cdot C_g (t_{gk} - t_{gn}). \quad (3.22)$$

Звідки витрата води:

$$G_{g1} = \frac{Q_d}{C_g (t_{gk} - t_{gn})} \text{ кг/опер.},$$

де C_g – теплоємність води; $C_g = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$

$t_{gk} - t_{gn}$ – кінцева та початкова температури охолоджуючої води; приймаємо $t_{gk} = 45^{\circ}\text{C}; t_{gn} = 20^{\circ}\text{C}.$

Тоді

$$G_{g1} = \frac{22,063 \cdot 10^7}{4,18(45 - 20)} = 0,211 \cdot 10^7 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{g1} = \frac{G_{g1}}{\tau \cdot \rho_g} = \frac{0,211 \cdot 10^7}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 0,196 \text{ м}^3/\text{с},$$

де ρ_g – густина води при $t_{вср} = \frac{45 + 20}{2} = 32,5^{\circ}\text{C}, \rho_g = 996 \text{ кг/м}^3 [9].$

3.2.8 Витрата охолоджуючої води в холодильнику дистилляту

Знаходимо із теплового балансу:

$$Q_P = G_{g2} \cdot C_g (t_{gk} - t_{gn}) \cdot \text{кДж/опер.} \quad (3.23)$$

Звідки:

$$G_{g2} = \frac{Q_P}{C_g (t_{gk} - t_{gn})} = \frac{200513}{4,18(45 - 20)} = 1918 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{e2} = \frac{G_{e2}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{1918}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 1,78 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

3.2.9 Витрата охолоджуючої води в холодильнику кубового залишку

Знаходимо із теплового балансу:

$$Q_W = G_{e3} \cdot C_e (t_{ек} - t_{ен}), \text{ кДж/опер.} \quad (3.24)$$

Звідки

$$G_{e3} = \frac{Q_W}{C_e (t_{ек} - t_{ен})} = \frac{0,88 \cdot 10^6}{4,18(45 - 20)} = 8438 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{e3} = \frac{G_{e3}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{8438}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 7,84 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

4 КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК КОЛОНИ

4.1 Діаметр колони

Знаходимо з виразу [4]

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

де V_n – об'ємна витрата пари, $V_n = 2,51 \text{ м}^3/\text{с}$ (п. 3.1.8);

ω – фіктивна швидкість пари, яка розраховується за рівнянням [9]:

$$\lg \left[\frac{\omega_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_n \cdot \mu_p^{0,16}}{g \cdot V_e^3 \cdot \rho_p} \right] = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_p} \right)^{\frac{1}{8}}, \quad (4.2)$$

де ω_3 – швидкість захлинання насадки;

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

ρ_n – густина пари; $\rho_n = 0,891 \text{ кг}/\text{м}^3$ (п. 3.1.6);

ρ_p – густина рідини; $\rho_p = 826 \text{ кг}/\text{м}^3$ (п. 3.1.7);

μ_p – в'язкість рідини $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

$$\lg \mu_p = x_{cp} \cdot \lg \mu_{cn} + (1 - x_{cp}) \lg \mu_e; \quad (4.3)$$

x_{cp} – середня концентрація низькокиплячого компонента (CH_3OH) у рідині, $x_{cp} = 0,553$ (мольні доли) (п.3.1.5);

μ_{cn} , μ_e – в'язкість компонентів при $t_{cp} = 82^\circ\text{C}$;

$$\mu_{cn} = 0,277 \mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с}; \quad \mu_e = 0,338 \mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с} \quad [9];$$

$$\lg \mu_p = 0,553 \lg 0,277 + (1 - 0,553) \cdot \lg 0,338.$$

Звідки: $\mu_p = 0,303 \mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с}$;

L та G_n – витрати рідини та пари по колоні, кг/с;

$L = 1,55$; $G_n = 2,81$ (п.3.1.8, 3.1.9).

Тоді

$$\lg \left[\frac{\omega_3^2 \cdot 140 \cdot 0,891 \cdot 0,303^{0,16}}{9,8 \cdot 0,78^3 \cdot 826} \right] = -0,125 - 1,75 \left(\frac{1,55}{2,81} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{0,891}{826} \right)^{\frac{1}{8}},$$

$$\lg(\omega_3^2 \cdot 0,0265) = -0,839,$$

звідки

$$\omega_3 = 2,55 \text{ м/с}.$$

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

або $\omega = 0,9 \cdot 2,55 = 2,29 \text{ м/с}$.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,51}{3,14 \cdot 2,29}} = 1,18 \text{ м}.$$

Отриманий розмір округлюємо до найближчого стандартного:

$$D = 1200 \text{ мм} \quad [5].$$

Дійсна швидкість газу:

$$\omega = 2,29 \left(\frac{1,18}{1,2} \right)^2 = 2,21 \text{ м/с}.$$

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;

$$H_{нас} = h_e \cdot n_m; \quad [4]$$

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; $h_1 \approx D = 1,2 \text{ м}$;

h_2 – відстань від нижнього шару насадки до дна, м;
 $h_2 \approx (1,1 \div 1,5) D$, $h_2 = 1,8$ м.

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;

$$d_e = \frac{4 \cdot V_\epsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,78}{140} = 0,022 \text{ м};$$

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 ω – дійсна швидкість пари; $\omega = 2,21$ м/с;

ρ_n – густина пари; $\rho_n = 0,891$ кг/м³;

σ – питома поверхня насадки; $\sigma = 140$ м²/м³;

μ_n – в'язкість пари, Па·с. Знаходимо з виразу:

$$\frac{M_n}{\mu_n} = \frac{y_{cp} \cdot M_{cn}}{\mu_{cn}} + \frac{(1 - y_{cp}) \cdot M_\epsilon}{\mu_\epsilon}, \quad (4.6)$$

де M_n – мольна маса пари; $M_n = M_p = 31,27$ кг/кмоль;

y_{cp} – середній склад пари; $y_{cp} = 0,58$ (мольні долі);

μ_{cn} , μ_ϵ – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів парової суміші при $t_{cp} = 82^\circ\text{C}$.

$\mu_{cn} = 0,013 \cdot 10^{-3}$ Па·с [11];

$\mu_\epsilon = 0,012 \cdot 10^{-3}$ Па·с [9].

Тоді

$$\frac{31,27}{\mu_n} = \frac{0,58 \cdot 32}{0,013} + \frac{(1 - 0,58) \cdot 18}{0,012}.$$

Звідки $\mu_n = 0,0136 \cdot 10^{-3}$ Па·с;

$$Re_n = \frac{4 \cdot 2,21 \cdot 0,081}{140 \cdot 0,0136 \cdot 10^{-3}} = 3760,$$

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

ρ_p – густина рідини; $\rho_p = 826 \text{ кг/м}^3$;

m – середній тангенс кута нахилу дотичної до рівноважної лінії (рис. 4.1).

В інтервалі від $x_p=94,8\%$ до $x_w = 4,6\%$ 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 наведені).

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

де n – число відрізків.

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

Підставивши в рівняння (4.4) величини, одержимо:

$$\frac{h_e}{0,022} = 5,2 \cdot 3760^{0,2} \left(\frac{2,81}{1,55} \right)^{0,35} \left(\frac{826}{0,881} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1,55}{1,07 \cdot 2,81}}{1 - 1,07 \frac{2,81}{1,55}}.$$

Звідки $h_e = 1,665 \text{ м}$.

4.2.2 Знаходження числа теоретичних тарілок

За даними таблиці 3.1 будуємо 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 $x_p = y_p$ [4].

Рівняння робочої лінії колони має вигляд (3.7):

$$y = Ax + B,$$

$$A = \frac{R}{R+1}, \quad B = \frac{x_p}{R+1},$$

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

R – флегмове число, визначене для кінцевого моменту перегонки, $R=9,36$.

Тоді

$$B = \frac{0,948}{9,36 + 1} = 0,089.$$

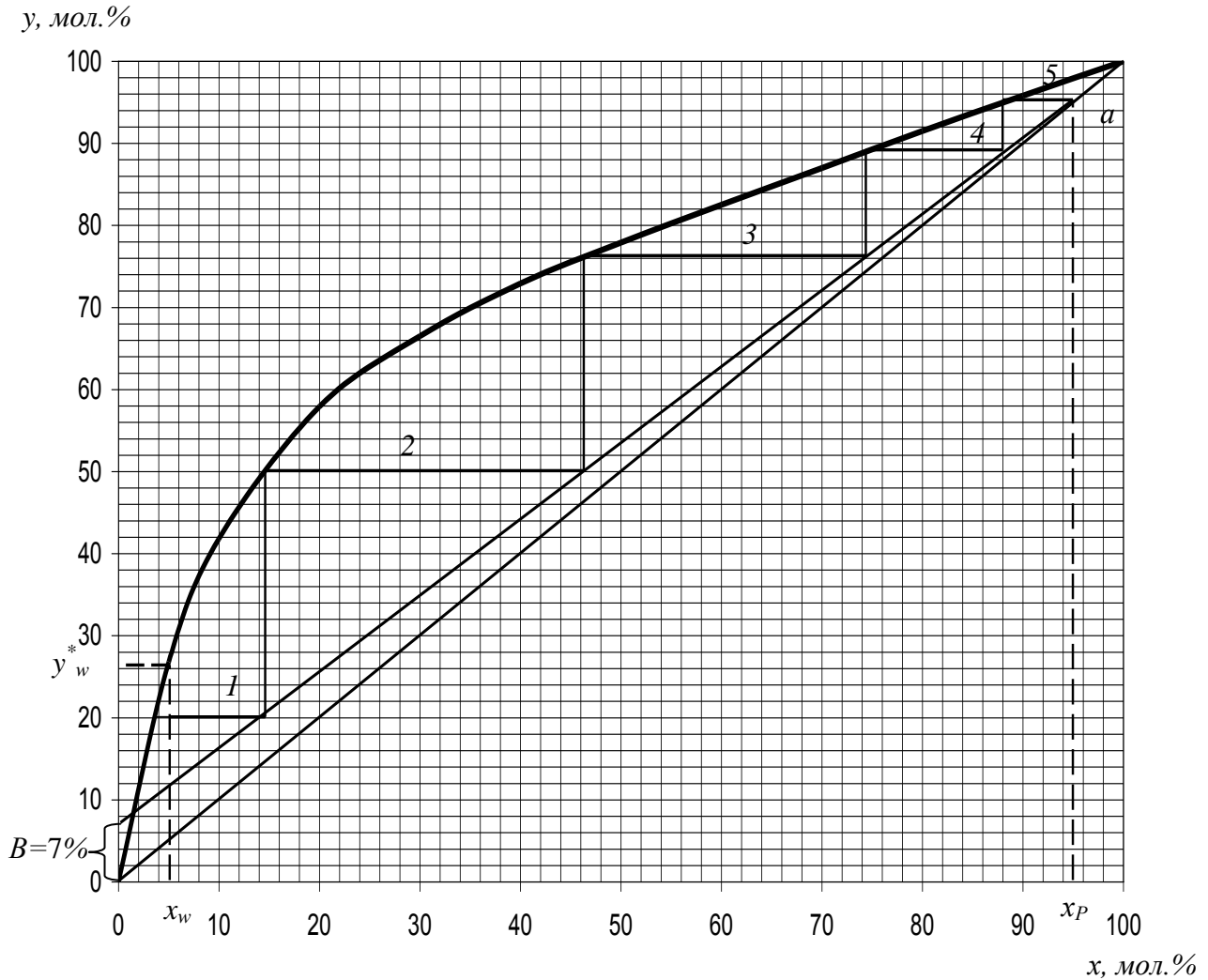


Рис. 4.1. Графічне визначення теоретичного числа ступенів

Відкладаємо відрізок $B = 0,089$ на ось ординат (y) і з'єднуємо його кінець з точкою «а» – одержимо лінію робочих концентрацій (робочу лінію).

Починаючи з точки а, будуємо лому лінію між кривою рівноваги та робочою лінією в межах від x_p до x_w . Число горизонтальних відрізків дорівнює числу теоретичних ступенів зміни концентрацій – теоретичних тарілок n_m . Таким чином, $n_m = 5$.

4.2.3 Висота насадки

Висота суцільного шару насадки складає:

$$H_{нас} = h_e \cdot n_m = 1,665 \cdot 5 = 8,32 \text{ м.}$$

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

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

Тоді висота одного шару насадки складе:

$$h_n = D(2 \div 4) = 1,2 \cdot 3,46 = 4,16 \text{ м.}$$

де D – діаметр колони.

Кількість шарів:

$$n_{ш} = \frac{H_{нас}}{h_n} = \frac{8,32}{4,16} = 2.$$

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

Висота насадкової частини колони: $H_{нас} = 2 \cdot 4,16 + 0,5 = 8,86$ м.

4.2.4 Загальна висота колони

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

$$H = 8,86 + 1,2 + 1,8 = 11,86 \text{ м.}$$

4.3 Розрахунок діаметрів патрубків

Для підводу-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, м³/с;

ω – швидкість потоку в патрубку, м/с, приймаємо для рідин

$\omega = 1-3$ м/с, для пари $\omega = 8 \div 30$ м/с [4].

4.3.1 Патрубок входу пари в колону із куба-кип'ятильника

Витрата пари $V_n = 2,51$ м³/с.

Приймаємо швидкість пари в патрубку $\omega_{нар} = 30$ м/с.

Тоді

$$d_{ex.нар} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,51}{3,14 \cdot 30}} = 0,36 \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ [6] діаметр патрубка $d_y = 350$ мм.

4.3.2 Патрубок виходу пари із колони

Так, як витрата пари по висоті колони постійна, то діаметр патрубка для виходу пари приймаємо такого ж діаметру, що і входу: $d_{вих.пар}=350$ мм.

4.3.3 Патрубок подачі флегми в колону

Витрата флегми: $G_{\phi} = L = 1,55$ кг/с.

Приймаємо швидкість флегми в патрубку $\omega_{\phi}=1,5$ м/с.

Густина флегми:

$$\frac{1}{\rho_{cp}} = \frac{\bar{x}_p}{\rho_{cn}} + \frac{1 - \bar{x}_p}{\rho_v} = \frac{0,97}{745} + \frac{1 - 0,97}{970}.$$

Звідки $\rho_{cp} = 751,8$ кг/м³;

де ρ_{cn}, ρ_v – густина метилового спирту та води, при $t_{\phi} = t_p = 66^{\circ}\text{C}$ $\rho_{cn} = 745$ кг/м³, $\rho_v = 976$ кг/м³ [9];

x_p – масова частка метилового спирту в дистилляті.

Тоді

$$d_{\phi} = \sqrt{\frac{4 \cdot L}{\pi \cdot \omega \cdot \rho_{cp}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,55}{3,14 \cdot 1,5 \cdot 751,8}} = 0,041 \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ діаметр $d_{\phi}=50$ мм.

4.3.4 Патрубок виходу кубового залишку

Витрата кубового залишку $G_w = 0,269$ кг/с.

Приймаємо швидкість кубового залишку в патрубку $\omega_w = 1,5$ м/с.

Густина кубового залишку:

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

Звідки $\rho_w = 939$ кг/м³,

де ρ_{cn}, ρ_v – густина метилового спирту та води, при $t_w = 92^{\circ}\text{C}$ $\rho_{cn} = 723$ кг/м³, $\rho_v = 963$ кг/м³ [9];

x_w – масова частка метилового спирту в кубовому залишку.

Тоді:

$$d_w = \sqrt{\frac{4 \cdot G_w}{\pi \cdot \omega \cdot \rho_w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,296}{3,14 \cdot 1,5 \cdot 939}} = 0,0163 \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ діаметр патрубка $d_w = 20$ мм.

4.4 Вибір фланців для патрубків

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

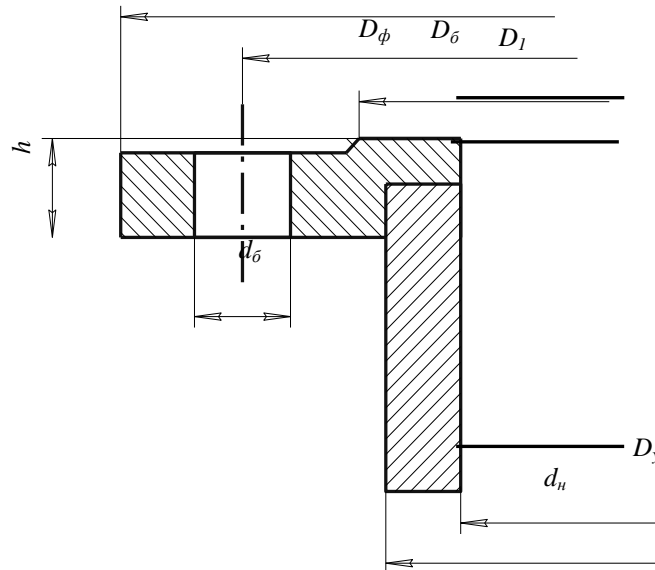


Рис. 4.2. Фланець для з'єднання апарата з трубопроводами (тип I)

Таблиця 4.1

Розміри фланців до патрубків

P_y , МПа	Розміри, мм							Z, шт	Маса, кг
	D_y	d_n	D_1	$D_б$	$D_φ$	$d_б$	h		
0,25	350	377	415	445	485	M20	18	12	10,5
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 апарата приймаємо знімною на фланцевому сполученні. Фланці приймаємо за ГОСТ [6] для обичайок та днищ на діаметр $D = 1200$ мм. Ескіз фланця та його розміри наведені на рис. 4.3 та в таблиці 4.2.

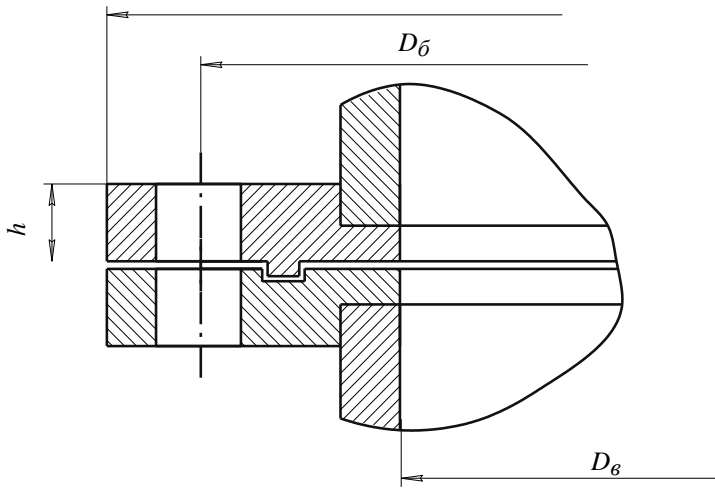


Рис. 4.3. Фланці сталених апаратів для обичайок і днищ (кришок)

Таблиця 4.2

Розміри фланців апарата

ρ_y , МПа	Розміри, мм					Z, шт	Маса, кг
	$D_в$	$D_б$	$D_ф$	h	$d_б$		
0,3	1200	1335	1295	38	M20	40	54,3

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 знімною.

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

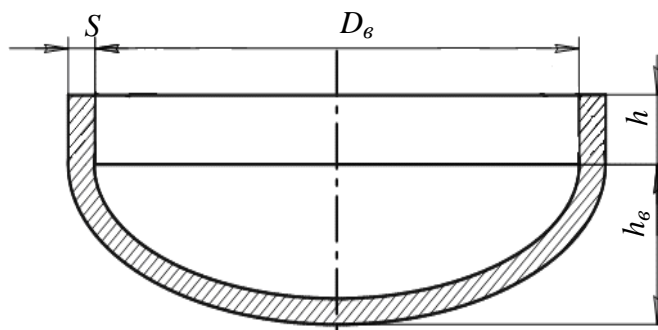


Рис. 4.4. Днище 1200×6 – ВМСт3 сп ГОСТ 6533-68

Таблиця 4.3

Розміри днища (кришки)

Розміри, мм				F , м ²	V , м ³	Маса, кг
$D_в$	h	$h_в$	S			
1200	70	300	6	1,83	0,305	78,9

4.7 Вибір сталевї решітки під насадку

Для насадки із кілець Рашига розміром 35×35×4 мм приймаємо колосникову решітку, тип I, ескіз якої наведений на рис. 4.5, а розміри в таблиці 4.4.

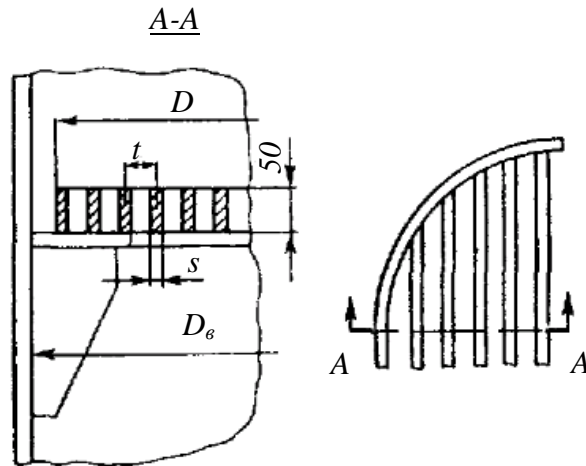


Рис. 4.5. Решітка під насадку
I-1200-35 МН4095-6

Таблиця 4.4

Розміри решітки під насадку

Розміри, мм				Маса, кг	Число секцій
D_6	D	t	S		
1200	1168	30	6	176	3

4.8. Вибір тарілки живлення

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

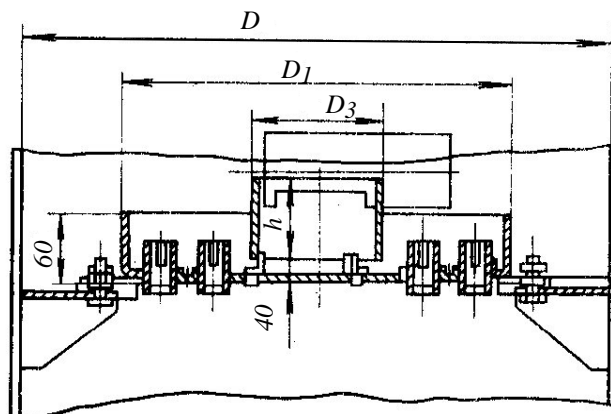


Рис. 4.6. Тарілка ТСН-III
ОСТ 26-705-73

Таблиця 4.5

Розміри розподільної тарілки ТСН-III

Розміри тарілки, мм				Розміри патрубку, мм			n , шт.	F_{ϵ_2} , м ²	F_{p_2} , м ²	Маса, кг
D	D_1	D_2	D_3	h	d	ℓ				
1200	780	860	220	150	45	80	54	0,0013	0,478	23,6

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-II [5,6].

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

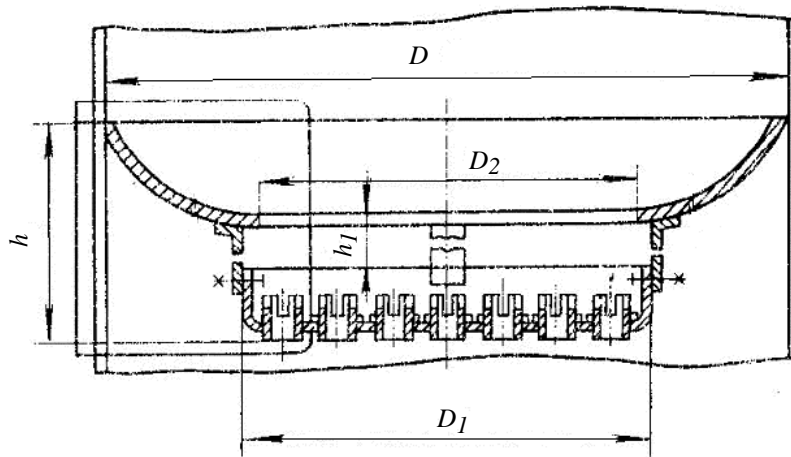


Рис. 4.7. Тарілка ТСН-II
ОСТ 26-705-73

Таблиця 4.6

Розміри перерозподільної тарілки ТСН-II

Розміри тарілки, мм					Розміри патрубку, мм		n , шт.	F_{ϵ_2} , м ²	F_{p_2} , м ²	Маса, кг
D_6	D_1	D_2	h	h_1	d	ℓ				
1200	780	760	510	210	45	80	61	0,0013	0,478	37,1

4.10 Вибір люків

Для монтажу, ремонту, огляду тарілок, решіток, вивантаження насадки приймаємо люки діаметром 500 мм, тип IX, робочий тиск $P_y = 0,25$ МПа [6]. Ескіз люка наведений на рис. 4.8, а його розміри в таблиці 4.7.

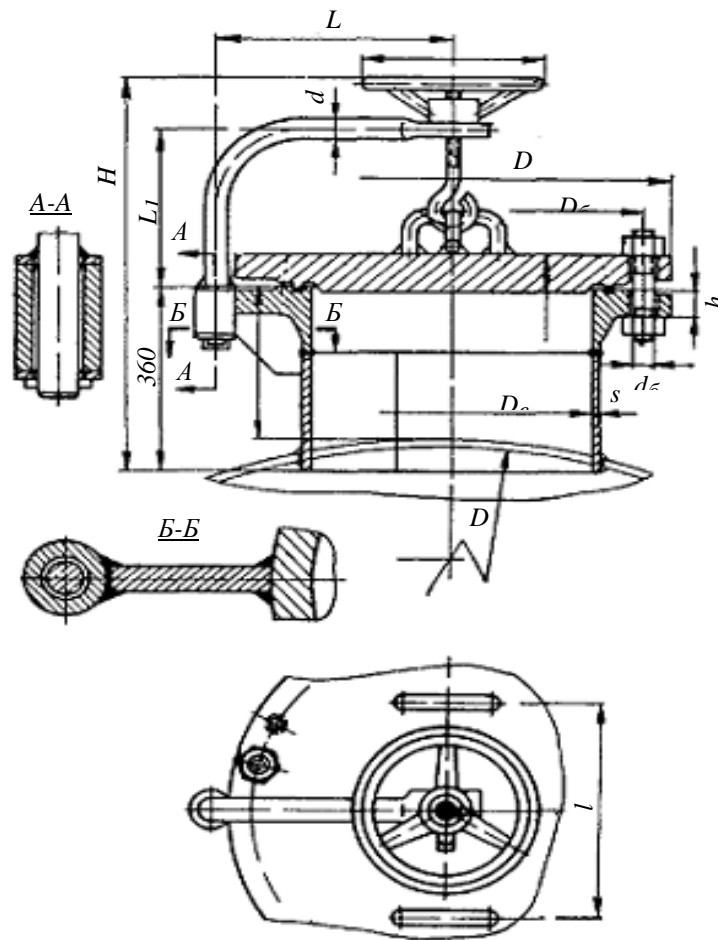


Рис. 4.8. Люк IX-2,5-500-ОН26-01-65

Таблиця 4.7

Розміри люків

Розміри, мм												Z,	Маса,
D_6	S	D	D_ϕ	D_6	h	h_1	d	ℓ	H	L	d_6	шт.	кг
500	16	1000	720	650	55	75	40	300	640	390	M36	20	439

5 ГІДРАВЛІЧНИЙ 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]:

$$\Delta P_{zp} = (1 + KU) \cdot \Delta P_c, \text{ Па}, \quad (5.1)$$

де ΔP_c – опір сухої насадки, Па;

K – дослідний коефіцієнт, для неупорядкованих насадок $K=0,06$ [8];

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

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0,2}} = \frac{16}{3760^{0,2}} = 3,08,$$

де d_e – еквівалентний діаметр насадки; $d_e = 0,022$ м;
 ρ_n – густина пари; $\rho_n = 0,891$ кг/м³;
 ω – дійсна швидкість пари через насадку, м/с.

$$\omega = \frac{\omega_0}{V_g} = \frac{2,21}{0,78} = 2,83 \text{ м/с},$$

де ω_0 – фіктивна швидкість пари, м/с;
 V_g – вільний об'єм насадки; $V_g = 0,78$ м³/м³ [9];
Тоді

$$\Delta P_c = 3,08 \frac{8,32}{0,022} \cdot \frac{0,891 \cdot 2,83^2}{2} = 4155 \text{ Па}.$$

Об'ємна густина зрошення:

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

де L – витрата рідини; $L = 1,55$ кг/с;
 ρ_p – густина; $\rho_p = 826$ кг/м³;
 S – площа поперечного перерізу колони;
 $S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,13$ м².

Тоді

$$U = \frac{1,55 \cdot 3600}{826 \cdot 1,13} = 5,97 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}.$$

Таким чином, для подолання гідравлічного опору колони мінімальний тиск пари повинен складати:

$$\Delta P_{сп} = (1 + 0,06 \cdot 5,97) \cdot 4155 = 5616 \text{ Па}.$$

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 у нижній частині оболонки з урахуванням гідростатичного тиску при випробуваннях, МПа.

$$P_p = P_0 + \rho q H \text{ МПа},$$

де P_0 – надмірний тиск у колоні; $P_0 = 0$ МПа;

ρ – густина води при $t = 20^0$; $\rho = 998$ кг/м³;

σ – допустиме напруження матеріалу стінки на розрив;
 $[\sigma] = 135$ МПа/м².

H – висота оболонки; $H = 11,86$ м.

Тоді

$$P_p = \frac{998 \cdot 9,8 \cdot 11,86}{10^6} = 0,11 \text{ МПа};$$

φ – коефіцієнт міцності зварювального шва, який залежить від типу шва.

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

Перевіримо відношення визначальних параметрів [6]:

$$\frac{\sigma}{P_p} \cdot \varphi = \frac{135}{0,11} \cdot 0,95 = 1166 > 25.$$

Тоді

$$S' = \frac{0,11 \cdot 1,2}{2 \cdot 135 \cdot 0,95} = 0,00051 \text{ м};$$

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 апарата 10 років $C_k = 1$ мм;

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

C_δ – додаткова прибавка на округлення товщини стінки до стандартного сортаменту, мм.

Рекомендована мінімальна товщина стінки залежно від діаметра оболонки наведена в таблиці 6.1 [5].

Таблиця 6.1

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

Тоді

$$S = 0,00051 + 0,001 + 0,00249 = 4 \text{ мм},$$

де $C_\delta = 0,00249$ м.

Допустимий тиск в оболонці [6]:

$$P_\delta = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi(S - C_k)}{D + (S - C_k)} = \frac{2 \cdot 135 \cdot 0,95(0,004 - 0,001)}{1,2 + (0,004 - 0,001)} = 0,59 \text{ МН},$$

що більше $P_p = 0,11$ МН.

6.2 Розрахунок товщини стінки еліптичного днища

Номінальна розрахункова товщина стінки днища [6]:

$$S = \frac{P_p \cdot D_\epsilon}{2[\sigma] \cdot \varphi_\delta} \text{ м}, \quad (6.4)$$

де φ_δ – коефіцієнт ослаблення днища отвором, діаметр якого для виходу кубової рідини $d_y = 20$ мм.

$$\varphi = \frac{D_\epsilon - d_y}{D_\epsilon} = \frac{1200 - 20}{1200} = 0,98.$$

Розрахунковий тиск на днище: $P_p = 0,11$ МПа.

Тоді

$$S' = \frac{0,11 \cdot 1,2}{2 \cdot 135 \cdot 0,98} = 0,00049 \text{ м}.$$

Товщина стінки днища:

$$S = S' + C_k + C_\delta = 0,00049 + 0,001 + 0,00251 = 0,004 \text{ м} = 4 \text{ мм},$$

де $C_k = 1$ мм, $C_\delta = 2,51$ мм.

6.3 Визначення маси апарата

Для розрахунку навантаження на опору необхідно знайти масу апарата:

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

де m_o – маса оболонки;
 m_n – маса насадки;
 m_e – маса води при гідровипробуванні;
 m_l – маса люків;
 m_ϕ – маса фланців;
 m_∂ – маса днища та кришки;
 m_p – маса решіток під насадку;
 m_T – маса тарілок.

Маса оболонки:

$$m_o = \pi D \cdot S \cdot H \cdot \rho_{cm} = 3,14 \cdot 1,2 \cdot 0,004 \cdot 11,86 \cdot 7800 = 1394,3 \text{ кг},$$

де S – товщина стінки оболонки, м;
 H – висота оболонки, м; $H = 11,86$ м;
 ρ_{cm} – густина сталі, кг/м^3 , $\rho_{cm} = 7800 \text{ кг/м}^3$.

Маса насадки:

$$m_n = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_n \cdot M = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} \cdot 8,86 \cdot 505 = 5057 \text{ кг},$$

де H_n – висота насадки, $H_n = 8,86$ м;
 M – маса 1 м^3 насадки; $M = 505 \text{ кг/м}^3$ [9];

Маса води при гідровипробуванні:

$$m_e = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \cdot \rho_e = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} \cdot 11,86 \cdot 1000 = 13408,8 \text{ кг}.$$

Маса люків:

$$m_l = n \cdot G_l = 4 \cdot 439 = 1756 \text{ кг},$$

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

$$n = 2n_{ui} = 2 \cdot 2 = 4;$$

G_l – маса одного люка; $G_l = 439 \text{ кг}$ [6].

Маса фланців:

$$m_\phi = 2 \cdot 54,3 + 2 \cdot 10,5 + 1,04 + 0,45 = 131 \text{ кг}.$$

Маса днища та кришки:

$$m_\partial = 2 \cdot 78,9 = 157,8 \text{ кг}.$$

Маса решіток під насадку:

$$m_p = 2 \cdot 176 = 352 \text{ кг.}$$

Маса тарілок:

$$m_T = 23,6 + 37,1 = 60,7 \text{ кг.}$$

Тоді

$$M = 1394,3 + 5057 + 13408,8 + 1756 + 131 + 157,8 + 352 + 60,7 = 22317,6 \text{ кг.}$$

Навантаження на опору:

$$Q = M \cdot g = 22317,6 \cdot 9,81 = 0,22 \text{ МН.}$$

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

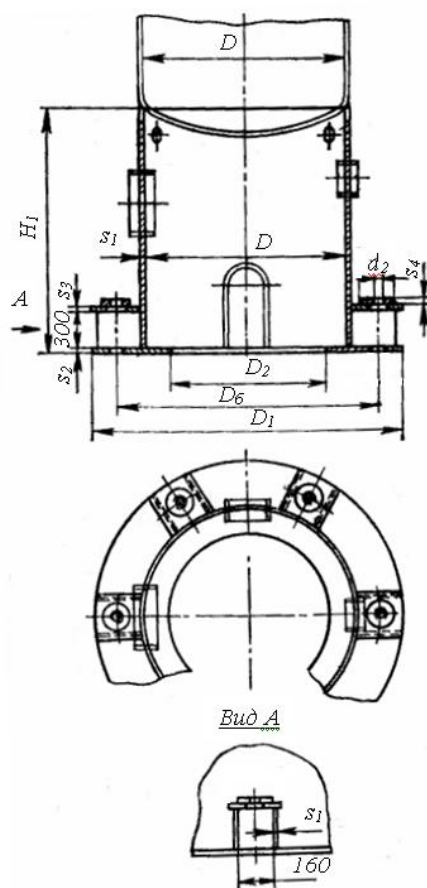


Рис. 6.1. Опора

Таблиця 6.2

Розміри опори

Допустиме навантаження, Q, МН	Розміри, мм.										Z, шт.
	H	D ₁	D ₂	D ₆	s ₁	s ₂	s ₃	s ₄	d ₂	d ₆	
0,32	1500	1480	1150	1360	8	20	20	20	35	M30	6

ВИСНОВКИ

В результаті технологічного та конструктивного розрахунків одержані такі розміри насадкової ректифікаційної колони:

– висота насадки $H_{нас.} = 8,35$ м;

– загальна висота $H = 11,86$ м;

– діаметр $D = 1,2$ м.

Продуктивність за дистиллятом – 1798 кг/опер.

Температура всередині колони – 82°C .

Ємність – 16 м^3 .

Насадка в колоні має 2 шари висотою 4,16 м кожний.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

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 / Укл. 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 IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл. 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 / Ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия. 1991. – 496 с.
6. Лащинский 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 IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл. П.Г. Сорока, В.В. Івашкевич, В.І. Зражевський. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2000. – 25 с.

