

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ**

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

**ДО РОЗРАХУНКУ ТАРІЛЧАСТОЇ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ
КОЛОНИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ
З КУРСУ "ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІV-V КУРСІВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ
ТА МЕХАНІЧНИХ СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ**

Дніпропетровськ УДХТУ 2007

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
ДО РОЗРАХУНКУ ТАРИЛЧАСТОЇ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ
КОЛОНИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ
З КУРСУ "ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІV-V КУРСІВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ
ТА МЕХАНІЧНИХ СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ

Затверджено на засіданні
кафедри процесів та апаратів.
Протокол №7 від 25.01.2007.

Дніпропетровськ УДХТУ 2007

Методичні вказівки з розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони безперервної дії з курсу "Основні процеси та апарати хімічної технології" для студентів IV-V курсів усіх спеціальностей / Укл.: В.В. Івашкевич, Т.В. Гриднева. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2007. – 27 с.

Укладачі: В.В. Івашкевич
Т.В. Гриднева

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

Навчальне видання.
Методичні вказівки
до розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони
безперервної дії з курсу "Процеси та апарати хімічної технології" для
студентів IV-V курсів усіх спеціальностей

Укладачі: ІВАШКЕВИЧ Володимир Вікторович
ГРИДНЄВА Тетяна Василівна

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

Підписано до друку 18.04.07. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.
Облік.-вид. арк. 1,29. Умов.-друк. арк. 1,35. Тираж 100 прим. Зам. № 103.
Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

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

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

У наступних вказівках наведені рекомендації для виконання курсового проекту розрахунку тарілчастих ректифікаційних колон безперервної дії.

Наведений матеріал доповнює розділ "Перегонка рідини" з курсу ПАХТ і не може замінити всю додаткову, спеціальну та методичну літературу.

1. ВСТУП

Одним з найбільш розповсюджених методів розділення рідких однорідних сумішей, які складаються з двох або більшого числа компонентів, є перегонка (дистиляція і ректифікація).

Ректифікація – це процес розділення рідких однорідних сумішей на складові компоненти або групи складових компонентів шляхом багаторазового часткового випарювання рідини з послідуною конденсацією утвореної пари, які не знаходяться в термодинамічній рівновазі і рухаються протитечією.

Процеси ректифікації проводять періодично або безперервно в залежності від об'єму виробництва при різних тисках.

Переваги безперервної ректифікації:

- умови роботи установки, тобто кількість, склад, температура початкової суміші, тиск і витрати гріючої пари, витрати охолоджуючої води не змінюються в ході процесу, що дає можливість встановити точний режим, спростити обслуговування, проводити процес з допомогою програмного управління в оптимальних умовах, полегшує автоматизацію процесу;

- відсутні простой між операціями, що підвищують продуктивність установки;

- витрата тепла менша, причому можливе використання залишку тепла на підігрів початкової суміші в теплообміннику.

Завдяки переліченим перевагам безперервну ректифікацію використовують, головним чином, у потужних виробництвах, а періодичні процеси – лише у невеликих нерівномірно працюючих виробництвах.

Процеси ректифікації здійснюють виключно в апаратах колонного типу. Конструкція яких визначається способом організації контакту фаз за допомогою контактних пристроїв тієї чи іншої конструкції. В залежності від типу контактних пристроїв ректифікаційні апарати розділяють на насадкові та барботажні. Крім того, для ректифікації під вакуумом використовують плівкові і роторні колони різних конструкцій.

До ректифікаційних апаратів ставлять такі вимоги: висока роздільна здатність і продуктивність, достатня надійність та гнучкість у роботі, низькі експлуатаційні витрати, невелика вага, простота та технологічність конструкції.

Насадкові колони застосовуються, головним чином, для розділення високо агресивних або продуктів із значною в'язкістю, оскільки в такому разі потрібен захист від корозії тільки корпусу колони і підтримуючих насадку решіток, насадка може бути виготовлена із хімічно стійкого матеріалу. Крім того, перевагою колон такого типу є незначний опір за газом, простота пристроїв і ефективність для розділення сумішей, компоненти яких мають невелику різницю температур кипіння.

Проте насадкові колони мало придатні для роботи із забрудненими рідинами, а в разі малої кількості зрошуючої рідини не дають задовільних результатів, оскільки при малій густині зрошення не досягається повного змочування насадки. Крім того, нерівномірний розподіл рідини по поперечному перерізу колони може призвести до малого ступеня розділення компонентів, особливо при значному діаметрі колони.

Застосування насадкових колон обмежене їх порівняно невеликими діаметрами (0,8 – 1,0 м).

Такі колони можуть виявлятися більш економічними, ніж барботажні, за рахунок зменшення гідродинамічного опору.

Барботажні колони є найбільш поширеними апаратами. Вони застосовуються для наступних виробництв, широкого діапазону зміни навантажень по парі та різні, разом з тим у них відносно високий гідравлічний опір. Проте, опір таких колон при ректифікації звичайно незначний (крім процесу в вакуумі), і переборюється невеликим підвищенням температури кипіння в нижній частині колони, що зв'язано з додатковою витратою енергії.

2. ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

Розглянемо безперервний процес ректифікації на прикладі роботи тарілчастої колони.

Ректифікаційна установка безперервної дії може працювати з повною або частковою конденсацією пари. Крім того куб колони може бути виносний або вітряний.

Вихідна суміш, проходячи крізь підігрівач 1, нагріваючись до температури кипіння, подається в колону 2 у верхню частину вичерпної частини колони (так звану тарілку живлення). На тарілці живлення рідина змішується з флегмою, яка знаходиться в укріплюючій частині колони і, стікаючи по тарілках, взаємодіє з паром, що підіймається назустріч, насиченим легколетким (низько-киплячим) компонентом, при цьому з рідини видаляється легколеткий (низькокиплячий) компонент. Таким чином у вичерпній частині колони відбувається процес ректифікації (вичерпання) рідини. У кубі колони 6 стікає рідина, яка складається цілковито з важколеткого компонента. Частина її, так званий кубовий залишок, безперервно відводиться та охолоджується в холодильнику 7, а решта випаровується завдяки глухій парі, яка підводиться до кубу.

Пар підіймається по всій колоні знизу до верху, насичується легколетким компонентом та знаходить до дефлегматора 3. Тут частина пари конденсується та, проходячи скрізь дільник 4, повертається до колони, де стікає у вигляді флегми зверху до низу. Друга частина пари знаходить до холодильника-конденсатора 5, де відбувається її конденсація та охолодження отриманого дистилляту.

З куба 6 безперервно стікає до холодильника 7 залишок від перегонки, тобто майже чистий менш леткий (високо киплячий) компонент.

У деяких випадках у дефлегматорі відбувається конденсація усієї пари,

яка підіймається з колони. Отриманий конденсат розділяється на дві частини: одна частина надходить у вигляді флегми назад до колони, інша спрямовується до холодильника, де охолоджується до заданої температури дистилату.

2.1. Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії частковою конденсацією пари та виносним кубом

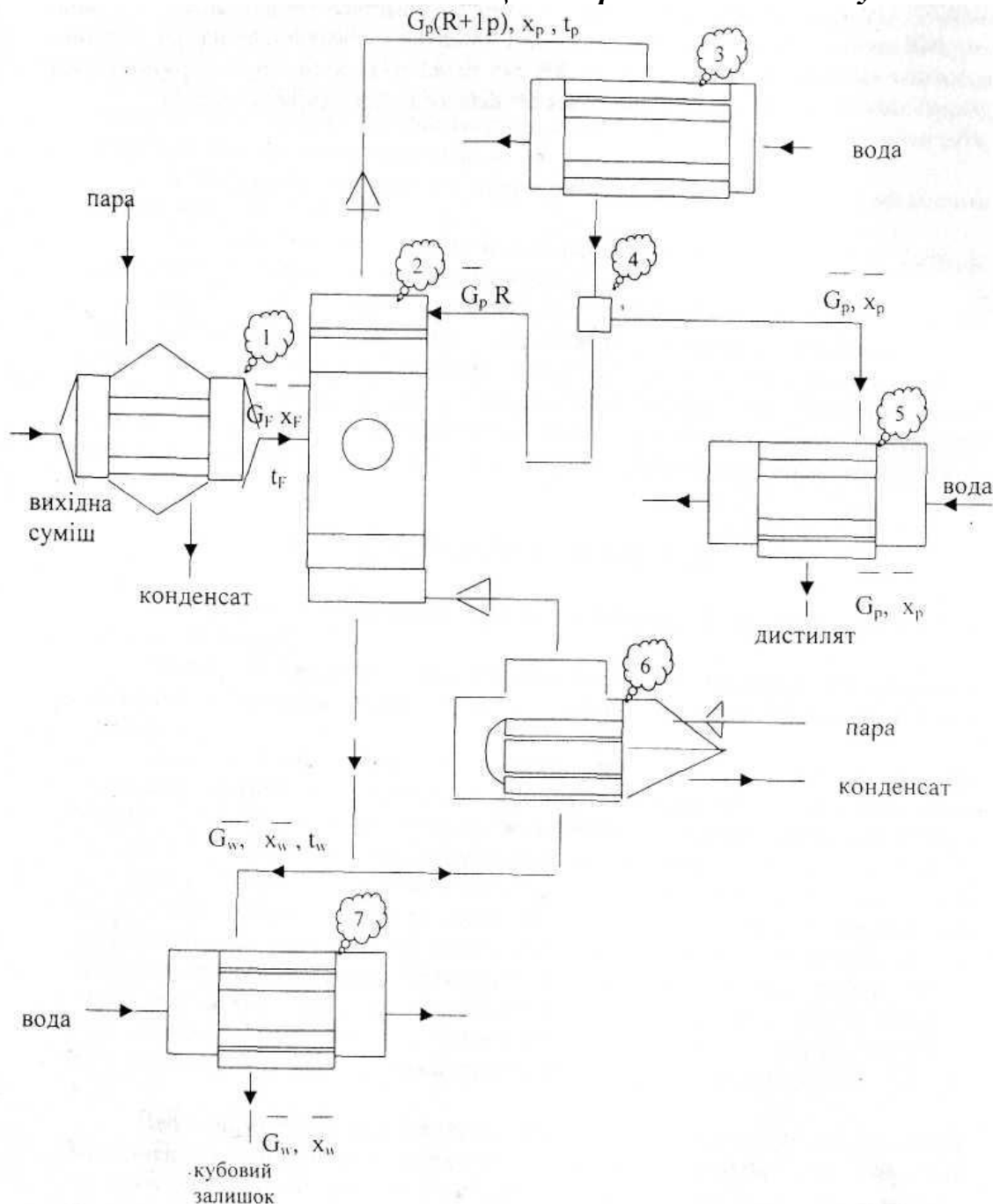


Рис. 2.1: 1-підігрівач початкової суміші; 2 – ректифікаційна колона; 3 – дефлегматор; 4 – дільник; 5 – холодильник-конденсатор; 6 – куб колони; 7 – холодильник кубового залишку

2.2. Вибір тарілок

У наш час в промисловості застосовуються різноманітні конструкції барботажних колон. За способом зливу рідини з тарілок їх можна розділити на колони з тарілками із зливними пристроями і без них.

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

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

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

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

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

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

сили масопередачі. До недоліків можна віднести зниження ефективності при невеликих витратах рідини та всі недоліки, притаманні клапанним і баластним тарілкам.

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

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

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

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

Для попереднього вибору конструкції тарілок можна використати таблицю 2.1.

Таблиця 2.1

Показник	Тип тарілки																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Навантаження по рідині і газу:																				
- великі	2	1	3	4	4	4	4	4	2	4	4	5	4	4	4	4	5	4	5	4
- малі	3	3	3	2	3	5	5	5	4	2	3	2	3	3	4	3	1	4	1	3
Велика зона стійкої роботи	4	3	4	4	5	5	5	5	4	1	1	1	2	3	4	3	3	4	3	3
Малий гідравлічний опір	0	0	0	3	2	3	2	2	3	4	3	4	3	3	4	3	5	3	4	4
Малий бризковинос	1	1	2	3	3	3	4	3	5	4	4	4	4	4	4	4	5	3	5	5
Малий запас рідини	0	0	0	3	4	3	3	3	3	4	3	4	2	3	3	5	5	3	5	5
Мала відстань між тарілками	3	2	3	4	5	4	4	4	5	5	5	4	4	5	5	4	4	4	4	4
Велика ефективність	4	3	4	4	4	5	4	5	5	4	4	3	4	4	4	3	3	4	4	4
Велика інтенсивність	2	1	3	4	5	4	4	4	5	4	4	4	4	4	4	4	5	4	5	4
Реагування на зміну навантажень	3	2	4	3	4	5	5	5	3	1	1	0	2	3	3	3	3	3	3	3
Малі капітальні витрати	1	2	1	3	4	3	4	3	3	4	5	5	2	3	4	4	4	4	4	4

Малі витрати металу	2	2	3	4	3	4	4	3	3	5	5	2	4	5	4	5	5	4	5	5
Легкість огляду чистки та ремонту	2	1	3	3	2	3	3	2	1	5	4	4	3	4	3	3	3	3	3	3
Легкість монтажу	1	1	3	4	2	4	4	3	3	5	5	2	3	5	5	4	4	4	4	4
Можливість обробки суспензії	1	0	0	1	0	1	1	1	0	4	3	5	3	4	4	2	2	1	2	2
Легкість запуску та зупинки	4	4	4	2	3	4	5	4	4	2	3	2	3	3	3	3	3	3	3	3
Можливість відведення тепла	1	1	1	3	0	2	2	2	3	3	3	5	3	3	2	0	0	0	0	0
Можливість використання в агресивних середовищах	2	1	2	3	2	2	2	2	1	4	4	3	2	4	3	2	2	2	2	2

Примітка. 1. Визначення типів тарілок:

- 1 – ковпачкова з круглими ковпачками;
- 2 – ковпачкова з прямокутними ковпачками;
- 3 – "юніфлікс";
- 4 – сітчаста з переливом;
- 5 – ситчаста з направляючими відбійниками;
- 6 – клапанна з круглими клапанами;
- 7 – клапанна з прямокутними клапанами;
- 8 – баластна;
- 9 – ковпачково ситчаста;
- 10 – решітчаста провальна;
- 11 – дирчата провальна;
- 12 – трубчата провальна;
- 13 – хвиляста провальна;
- 14 – провальна з різною перфорацією;
- 15 – Киттеля;
- 16 – луската; 17-лускова;
- 18 – гіпронафтомаша;
- 19 – каскадна;
- 20 – Вентурі.

2. Відповідність кожної тарілки тому чи іншому показнику оцінювати за наступною шкалою: 0 – непридатна; 1 – сумнівно придатна (доцільно розглянути можливість заміни іншим типом тарілки); 2 – придатна; 3 – цілком

придатна; 4 – добре придатна; 5 – відмінно придатна.

2.3. Вибір тиску

Процес ректифікації відбувається при різному тиску.

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

Необхідність підвищення температури, а відповідно і тиску, в ректифікаційних колонах виникає при розділенні компонентів з низькими температурами кипіння.

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

Підвищення температури верха колони, при відповідному підвищенні в ній тиску, призводить до зменшення поверхні конденсатора, внаслідок збільшення середньої різниці температур між парами ректифікату, що компенсуються, охолоджуючим агентом.

Разом з тим, при підвищенні тиску в колоні, збільшується і температура залишку, що відбирається з низу колони. Це призводить до збільшення поверхні кип'ятильника внаслідок зменшення середньої різниці температур між теплоносієм і нижнім продуктом колони або до необхідності використання більш високотемпературного і більш дорогого теплоносія.

Крім того, тиск в ректифікаційній колоні може бути обумовлений також роботою інших апаратів технологічної установки, а також опором апаратів і комунікацій, розташованих після ректифікаційної колони.

Зниження тиску в ректифікаційній колоні шляхом створення вакууму дозволяє знизити температуру в колоні, що буває необхідним при розділенні суміші створеної з компонентів, які мають високі температури кипіння або термічну нестабільність. У випадку ректифікації з водяною парою використання вакууму дозволяє суттєво скоротити витрату водяної пари.

Крім того, тиск системи впливає на коефіцієнт відносної легкості компонентів у суміші. Для більшості сумішей ця характеристика зі зниженням тиску збільшується. Правда в деяких випадках може спостерігатись і протилежна залежність. Збільшення коефіцієнта відносної легкості сприятливо позначається на процесі ректифікації, дозволяючи знизити кількість зрошення, зменшити число тарілок у колоні або підвищити чіткість розділення компонентів.

Більш значно погіршуються умови ректифікації в області високих тисків, близьких до критичного. В цьому випадку крива рівноваги фаз стає пологою, тому що величина коефіцієнта відносної легкості наближається до одиниці.

Тиск у колоні впливає також на її продуктивність. При збільшенні тиску, питома продуктивність колони зростає. Однак при цьому необхідна більша

товщина стінки корпусу колони, крім того, зростають витрати на перекачування сировини, зрошення та інше.

З вище викладеного слідує, що величина тиску в ректифікаційній колоні суттєво впливає на ряд показників її роботи, що призводить до покращення одних показників і погіршення інших. Тому при виборі тиску в колоні в кожному конкретному випадку необхідно проводити всебічний аналіз. Однак основним критерієм, як правило, є забезпечення сприятливого температурного режиму.

2.4. Температурний режим

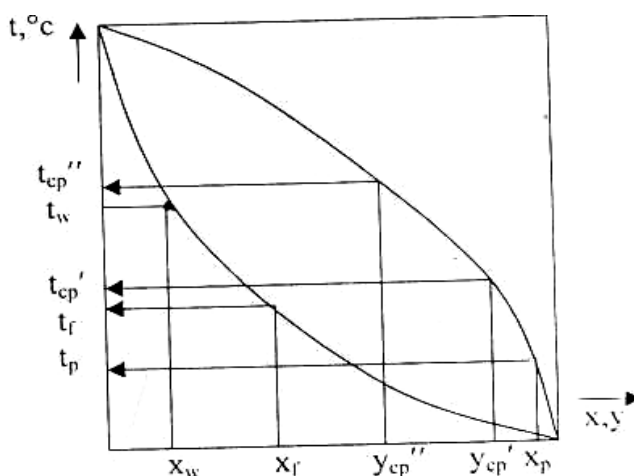


Рис. 2.2

При ректифікації бінарних сумішей температура пари дистилляту, температура кипіння вихідної суміші і кубового залишку, визначаються за діаграмою I - x, y (рис. 2.2), яка будується для конкретної суміші при різних тисках. Температура кипіння рідини відповідного складу знаходиться за нижньою кривою, температура пари за верхньою кривою.

3. ПОРЯДОК РОЗРАХУНКУ КОЛОНИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

Розрахунок колони розглянемо на прикладі тарілчастої колони.

Метою розрахунку колони є визначення основних геометричних розмірів апарата, які забезпечують задану продуктивність при необхідному технологічному режимі.

Розрахунок складається із розділів:

- технологічний розрахунок, до якого входять матеріальний і тепловий баланс;
- конструктивний розрахунок, який включає визначення основних геометричних розмірів апарата (діаметр, висота), його внутрішніх обладнань, розрахунок та вибір штуцерів, вибір стандартних деталей;
- гідравлічний розрахунок – визначення гідравлічного опору апарата;
- розрахунок міцності елементів включає визначення товщини основних

елементів конструкції апарата та вибір опор.

Розрахунки ректифікаційних колон базуються на загальних фізико-хімічних закономірностях.

До нашого часу в достатньому для практичного застосування об'ємі розроблено графоаналітичний метод кінетичного розрахунку тарілчастого ректифікаційного апарата для розділення бінарних сумішей.

Треба підкреслити, що в основі будь-якого методу розрахунку лежить ряд вихідних допущень, які в значній мірі спрощують розрахунковий процес. Найбільш широко розповсюдженими і використовуваними в ряді розрахунків допущеннями є такі:

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

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

3. Склад пари, що виходить з верха колони, дорівнює складу рідини, яка надходить на верхню тарілку.

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

3.1. Технологічний розрахунок

3.1.1. Матеріальний баланс

3.1.1.1. Розрахунок продуктивності в 1 с по дистилляту G_p та кубовому залишку G_w кг/с:

$$\bar{G}_p = \bar{G}_f \cdot \frac{\bar{x}_f - \bar{x}_w}{\bar{x}_p - \bar{x}_w}, \quad (3.1)$$

$$G_w = G_f - G_p, \quad (3.2)$$

де G_f – масова продуктивність колони за початковою сумішшю, кг/год; \bar{x}_f , \bar{x}_w , \bar{x}_p – масова частка низькокип'ячого компонента відповідно в вихідній суміші, дистилляті та в кубовому залишку.

3.1.1.2. Перерахунок масових концентрацій у молярні:

$$x_i = \frac{\frac{\bar{x}_i}{M_i}}{\sum \frac{\bar{x}_i}{M_i}}, \quad (3.3)$$

де M_i – молярна маса компонента, кг/кмоль, \bar{x}_i – масова частка легколеткого компонента в бінарній суміші; x_i – мольна частка легколеткого компонента в бінарній суміші.

3.1.1.3. Відносна молярна витрата живлення:

$$f = \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w}. \quad (3.4)$$

3.1.1.4. Побудова графіків рівноваги у координатах $t - x, y$, та $y^* - x$.

У технічних розрахунках, за звичаєм, використовують експериментальні дані фазової рівноваги (3.3).

Для сумішей, близьких до ідеальних, дані фазової рівноваги можливо розрахувати на підставі законів Рауля та Дальтона:

$$x_A = \frac{P - P_{в.к.}}{P_{н.к.} - P_{в.к.}}; \quad (3.5)$$

де x_A — мольна частка легколеткого компонента у рідині.

$$y_A^* = \frac{P_{н.к.} \cdot x_A}{P}; \quad (3.6)$$

y_A^* — мольна частка легколеткого компонента у парі;

$P_{н.к.}$, $P_{в.к.}$ – пружність пари легколеткого (низькокиплячого) компонента та важколеткого (висококиплячого) компонента в Па;

P – загальний тиск у колоні, Па.

Схема розрахунку наступна: за [5] знаходимо температури кипіння легколеткого та важколеткого компонентів при двох довільно вибраних тисках.

У координатах $\ln P - \frac{1}{T}$ будемо графічну залежність у вигляді двох прямих ліній. Температурний інтервал розбиваємо в діапазоні температур кипіння чистих компонентів при атмосферному тиску на рівні проміжки.

Для кожної температури у цьому інтервалі за графіком знаходимо пружність парів чистих компонентів, потім розраховуємо молярні частки легколеткого компонента в рідині та парі.

За даними розрахунку будують графіки рівноваги.

Рівноважні дані можна знайти у літературі [3].

3.1.1.5. Визначення 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.

3.1.1.5.1 Розрахунок мінімального флегмового числа:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_f^*}{y_f^* - x_f}, \quad (3.7)$$

де y_f^* - молярна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважній з рідиною живлення; визначаємо за діаграмою $y - x$ (рис.3.1).

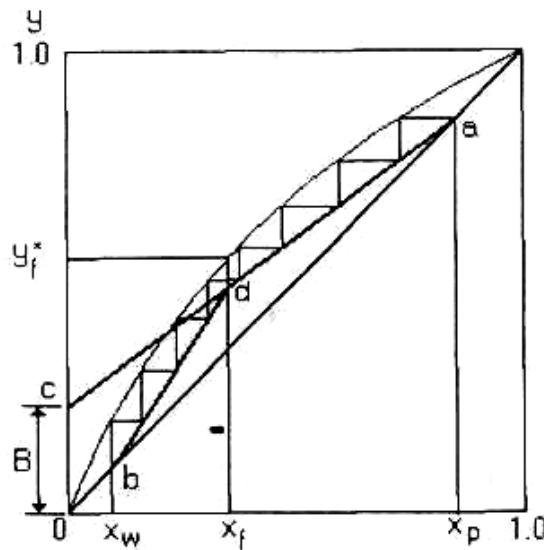


Рис. 3.1

3.1.1.5.2. Робоче флегмове число за Джіллілендом:

$$R = 1.3 R_{\min} + 0.3 \quad (3.8)$$

3.1.1.6. Середні концентрації рідини в частках моля – у верхній частині колони

$$x'_{cp} = 0.5(x_p + x_f) \quad (3.9)$$

– у нижній частині колони

$$x''_{cp} = 0.5(x_f + x_w) \quad (3.10)$$

3.1.1.7. Середні концентрації пари в частках моля у верхній частині колони:

$$y'_{cp} = \frac{R}{R+1} x'_{cp} + \frac{x_p}{R+1}; \quad (3.11)$$

– у нижній частині колони

$$y''_{cp} = \frac{R+f}{R+1} x''_{cp} - \frac{f+1}{R+1} x_w \quad (3.12)$$

3.1.1.8. Густина пари, кг/м³
– у верхній частині колони

$$P'_п = \frac{M'_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T'_{cp} \cdot P_0}; \quad (3.13)$$

– у нижній частині колони

$$P''_{п} = \frac{M''_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T''_{cp} \cdot P_0}; \quad (3.14)$$

де $M'_{cp} = M_{н.к.} y'_{cp} + M_{в.к.} (1 - y'_{cp})$, кг/кмоль;

– середня мольна маса пари у верхній частині колони

$M''_{cp} = M_{н.к.} y''_{cp} + M_{в.к.} (1 - y''_{cp})$, кг/кмоль;

– середня мольна маса пари у нижній частині колони;

тут $M_{н.к.}$ і $M_{в.к.}$ – молекулярні маси низькокиплячого та висококиплячого компонентів, кг/кмоль;

P_0 – атмосферний тиск, Па;

P – тиск у колоні, Па;

$T_0 = 273$ К;

T'_{cp} і T''_{cp} – середні температури пари верха та низу колони.

$$T'_{cp} = t'_{cp} + 273 \text{ і } T''_{cp} = t''_{cp} + 273 .$$

t'_{cp} і t''_{cp} – визначаємо за рисунком у залежності від y'_{cp} і y''_{cp} (рис. 2.2).

3.1.1.9. Густина рідини у верхній! частині колони

$$\frac{1}{\rho'_{жс}} = \frac{\bar{x}_{ср}'}{\rho'_{н.к.}} + \frac{1 - \bar{x}_{ср}'}{\rho'_{в.к.}}; \quad (3.15)$$

– у нижній частині колони

$$\frac{1}{\rho''_{жс}} = \frac{\bar{x}_{ср}''}{\rho''_{н.к.}} + \frac{1 - \bar{x}_{ср}''}{\rho''_{в.к.}}, \quad (3.16)$$

де $\bar{x}_{ср}'$ та $\bar{x}_{ср}''$ – середні концентрації рідини у частках маси для верхньої та нижньої частин колони.

$$\bar{x}_{ср}' = 0.5(\bar{x}_p + \bar{x}_f); \quad (3.17)$$

$$x_{ср}'' = 0.5(x_f + x_w), \quad (3.18)$$

де $\rho'_{н.к.}$ та $\rho'_{в.к.}$ – густина низькокиплячого та висококиплячого компонентів при $t'_{ср}$;

$\rho''_{н.к.}$ та $\rho''_{в.к.}$ – густина низькокиплячого та висококиплячого компонентів при $t''_{ср}$.

3.1.1.10. Кількість пари, яка підіймається по колоні, кг/с

– для верха колони

$$\bar{G}'_y = \bar{G}_p (R + 1) \frac{M'_{п}}{M_p}, \quad (3.19)$$

– для низу колони

$$\bar{G}''_y = \bar{G}_p (R + 1) \frac{M''_{п}}{M_p}, \quad (3.20)$$

де $M_p = M_{н.к.} x_p + M_{в.к.} (1 - x_p)$, кг/кмоль;

– мольна маса дистилляту

$M'_{п}$ і $M''_{п}$ – середня мольна маса підіймаючої пари для верхньої та нижньої частини колон кг/кмоль.

$$M'_{п} = M_{н.к.} y'_{ср} + M_{в.к.} (1 - y'_{ср});$$

$$M''_{п} = M_{н.к.} y''_{ср} + M_{в.к.} (1 - y''_{ср}).$$

3.1.1.11. Кількість рідини, яка стікає по колоні, кг/с:

– для верха колони

$$\bar{G}_x' = \bar{G}_p R \frac{M'_{ж}}{M_p}, \quad (3.21)$$

– для низу колони

$$\bar{G}_x'' = \frac{\bar{G}_p R \cdot M'_{ж}}{M_p} + \frac{\bar{G}_f' \cdot M''_{ж}}{M_f}, \quad (3.22)$$

де $M'_{ж}$ і $M''_{ж}$ – середня мольна маса стікаючої рідини для верхньої та нижньої частини колони, кг/кмоль.

$$M'_{ж} = M_{н.к.} x'_{cp} + M_{в.к.} (1 - x'_{cp});$$

$$M''_{ж} = M_{н.к.} x''_{cp} + M_{в.к.} (1 - x''_{cp});$$

$M_f' = M_{н.к.} x_f + M_{в.к.} (1 - x_f)$ – мольна маса вихідної суміші, кг/кмоль.

3.1.2. Тепловий розрахунок установки

Тепловий розрахунок складається з метою визначення необхідної кількості теплоти в кубі-кип'ятильнику, витрат теплоти, яка передається охолоджуючій воді в дефлегматорі в водяних холодильниках дистилату та кубового залишку, а також для визначення витрати гріючої пари та води в згаданих апаратах.

3.1.2.1. Тепловий баланс колони

3.1.2.1.1. Прихід теплоти з початковою сумішшю, Вт:

$$Q_f = \bar{G}_f \cdot C_f \cdot t_f, \quad (3.23)$$

де $C_f = C_{н.к.} \bar{x}_f + C_{в.к.} (1 - \bar{x}_f)$, Дж/кг К – питома теплоємність вихідної суміші;

тут $C_{н.к.}$ і $C_{в.к.}$ – теплоємність відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонентів при температурі t_f .

3.1.2.1.2. Прихід теплоти з флегмою, Вт:

$$Q_R = \bar{G}_p R \cdot C_R \cdot t_R, \quad (3.24)$$

де $C_R = C_{н.к.} \bar{x}_p + C_{в.к.} (1 - \bar{x}_p)$, Дж/кг – питома теплоємність флегми;
тут $C_{н.к.}$ і $C_{в.к.}$ – теплоємність відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонентів при температурі t_p .

3.1.2.1.3. *Втрати теплоти з парюю, що виходить із колони, Вт:*

$$Q_{нар} = \bar{G}_p (R+1)(r_{cp} + C_p t_p), \quad (3.25)$$

де $r_R = r_{н.к.} \bar{x}_p + r_{в.к.} (1 - \bar{x}_p)$, Дж/кг – питома середня теплота конденсації пари.

тут $r_{н.к.}$ і $r_{в.к.}$ – теплота конденсації відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонентів при температурі t_p , Дж/кг;
 $C_p = C_R$ – питома теплоємність дистилляту Дж/кг К.

3.1.2.1.4. *Витрати теплоти з кубовим залишком, Вт:*

$$Q_w = \bar{G}_w \cdot C_w \cdot t_w, \quad (3.26)$$

де $C_w = C_{н.к.} \bar{x}_w + C_{в.к.} (1 - \bar{x}_w)$, Дж/кг К – питома теплоємність кубового залишку;

тут $C_{н.к.}$ і $C_{в.к.}$ – теплоємність відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонентів при температурі t_w .

3.1.2.1.5. *Визначення кількості теплоти, яка підводиться до куба приймаючи втрати (3 - 5%) від корисно витраченої теплоти, Вт.*

$$Q_w = (1.03 - 1.05) \cdot (Q_{пара} + Q_w - Q_R - Q_f) \quad (3.27)$$

3.1.2.2. *Витрати гріючої пари.*

3.1.2.2.1. *В кубі-кип'ятильнику.*

Приймаємо температурний напір $\Delta t = 20-40$ градусів. Тоді температура гріючої пари:

$$t_{гр.п.} = t_w + \Delta t. \quad (3.28)$$

За [2] визначаємо питому теплоту пароутворення; вологість пари приймаємо 3-5% (сухість пари $x' = 0,97-0,95$).

Остаточна витрата гріючої пари, кг/с:

$$G_{зр.п.} = \frac{Q}{r \cdot x'} \quad (3.29)$$

3.1.2.2.2. В підігрівачі початкової суміші:

$$G_{зр.п.} = \frac{0,05 \bar{G}_f \cdot C_f \cdot (t_f - t_0)}{r \cdot x'} \quad (3.30)$$

де втрати прийняті в розмірі 5% від корисної кількості тепла; питома теплоємність початкової суміші $C_f = c_{н.к.} \bar{x}_f + c_{в.к.} (1 - \bar{x}_f)$;

тут $c_{н.к.}$ і $c_{в.к.}$ – питомі теплоємності відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонентів при середній температурі $t_{cp} = 0,5 (t_1 + t_0)$, Дж/(кг К); t_0 – початкова температура вихідної суміші ($t_0 = 16-25$ °С).

3.1.2.3. Витрати охолоджуючої води, м³/с.

3.1.2.3.1. В дефлегматорі:

– повна конденсація пари:

$$V_B = \frac{G_p (R+1) r_{cp}}{C_B (t_{K_b} - t_{П_b}) \rho_B} \quad (3.31)$$

де C_B – питома теплоємність води при

$t_{cp. в.} = 0,5 (t_K + t_{П})$, °С;

$t_{П}$ і t_K – початкова та кінцева температури охолоджуючої води, °С;

ρ_B – густина води, кг/м³ при $t_{cp. в.}$

Часткова конденсація пари:

$$V_B = \frac{\bar{G}_p R \cdot r_{cp}}{C_B (t_{K_b} - t_{П_b}) \rho_B} \quad (3.32)$$

3.1.2.3.2. У водяному холодильнику дистилляту, м³/с.

При повній конденсації пари в дефлегматорі.

$$V_B = \frac{C_p (t_K - t_{П})}{C_B (t_K - t_{П}) \rho_B} \quad (3.33)$$

де t_K – кінцева температура дистилляту, °С;

C_p – питома теплоємність дистилляту при середній температурі

$T_{\text{ср. дист.}} = 0.5(t_p - t_k), ^\circ\text{C}.$

При частковій конденсації пари

$$V_B = \frac{\bar{G}_p [r_{cp} + C_p (t_p - t_k)]}{C_B (t_{k_B} - t_{п_B}) \rho_B}, \quad (3.34)$$

3.1.2.3.3. У водяному холодильнику кубового залишку, $\text{м}^3/\text{с}.$

$$V_B = \frac{\bar{G}_w \bar{C}_w (t_w - t_k)}{C_B (t_{k_B} - t_{п_B}) \rho_B}, \quad (3.35)$$

де C_w – питома теплоємність кубового залишку при середній температурі.

$t_{\text{ср. куб.}} = 0.5(t_w + t_k), ^\circ\text{C};$

де t_k – кінцева температура кубового залишку, $^\circ\text{C}.$

3.2. Конструктивний розрахунок

3.2.1. Визначення діаметра колони, $\text{м}.$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785 \cdot w}}, \quad (3.36)$$

де V – об'ємна витрата пари, $\text{м}^3/\text{с}$ (вона підіймається по колоні);

w – швидкість пари по колоні, віднесена до повного поперечного перерізу колони, $\text{м}/\text{с}.$

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}}}, \quad (3.37)$$

тут C – коефіцієнт, який залежить від конструкції тарілок; відстані між тарілками; тиску у колоні; навантаження колони по рідині; густини рідини та густини пари.

Визначати за (2).

3.2.1.1. Діаметр верха колони, $\text{м}.$

$$D' = \sqrt{\frac{V'}{0.785 \cdot w'}},$$

де $V' = \sqrt{\frac{\overline{G}_{y'}}{\rho_{\Pi}'}}$, об'ємна витрата пари яка підіймається по верхній частині колони, м³/с;

$$w' = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}'}{\rho_{\Pi}'}} \text{, м/с, швидкість пари у верхній частині колони.}$$

Отриманий діаметр округлити до більшого за стандартом, згідно з нормами.

3.2.1.2. Діаметр низу колони

$$D'' = \sqrt{\frac{V''}{0.785 \cdot w''}},$$

де $V'' = \sqrt{\frac{\overline{G}_{y''}}{\rho_{\Pi}''}}$, об'ємна витрата пари, яка підіймається по нижній частині колони;

w'' – швидкість пари внизу колони, м/с.

Отриманий діаметр округлити до більшого за стандартом, згідно з нормами.

3.2.2. Визначення висоти колони.

3.2.2.1. Число теоретичних тарілок.

На діаграму $y^* - x$ (рис. 3.1) наносимо робочі лінії верхньої та нижньої частини колони. Будуємо ступінчасту лінію між лініями робочих концентрацій та рівноважною, знаходимо число ступенів зміни концентрацій n_T ; у верхній частині колони – n'_T , у нижній – n''_T , всього $n_T = n'_T + n''_T$ (рис. 3.1).

3.2.2.2. Коефіцієнт корисної дії тарілок ККД знаходимо за одним з існуючих методів розрахунку.

Середній ККД тарілок:

$$\eta_{cp} = \eta(1 + \Delta), \quad (3.38)$$

де η – ККД тарілок, який залежить від добутку коефіцієнта відносної леткості α на динамічний коефіцієнт в'язкості вихідної суміші $\mu_{см}$, мПа С; Δ – поправка на довжину шляху рідини на тарілці [2].

Коефіцієнт відносної летючості:

$$\alpha = \frac{P_{н.к.}}{P_{в.к.}}, \quad (3.39)$$

де $P_{н.к.}$ і $P_{в.к.}$ – тиск насиченої пари відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонента при середній температурі пари в колоні (знаходимо за табл. 2.1).

Динамічний коефіцієнт в'язкості вихідної суміші:

$$Lg\mu_{см} = x_f Lg\mu_b + (1 - x_f) Lg\mu_t, \quad (3.40)$$

де $\mu_{н.к.}$ і $\mu_{в.к.}$ – динамічні коефіцієнти в'язкості відповідно низькокиплячого та висококиплячого компонента при середній температурі пари знаходимо за [2].

Потім за графіком [2] при одержаному значенні α , μ см знаходимо η .

Довжина шляху рідини на тарілці:

$$l = D - 2 \cdot b, \quad (3.41)$$

де D - діаметр тарілки, м; b – висота сегмента, що являє собою зливний пристрій, м.

За графіком [2] для l знаходимо Δ та остаточно розраховуємо ККД тарілки $\eta_{cp} = \eta(1 + \Delta)$.

3.2.2.3. Число дійсних тарілок:

– верха
$$n' = \frac{n'_t}{\eta_{cp}}; \quad (3.42)$$

– низу
$$n'' = \frac{n''_t}{\eta_{cp}}. \quad (3.43)$$

За тарілку живлення приймаємо $(n'+1)$. Тарілку від верху колони.

3.2.2.4. Загальна висота колони, м.

Верха колони

$$H' = h_1 + h(n'-1), \quad (3.44)$$

де h_1 — висота сепараційного об'єму (для уникнення винесення рідини з колони h_1 , приймають не менше 0,5 м); (див. рис. 3.2);

h – відстань між тарілками, м.

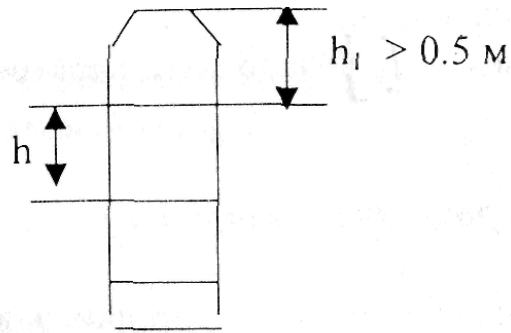


Рис. 3.2

Низу колони

$$H'' = h_2 + h(n'' - 1), \quad (3.45)$$

де h_2 – відстань від нижньої тарілки до днища (приймається конструктивно, приблизно рівною діаметру колони (див. рис. 3.3)).

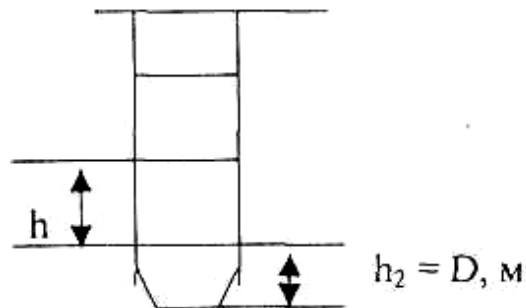


Рис. 3.3

Загальна висота колони, м:

$$H = H' + H''. \quad (3.46)$$

3.2.3. Розрахунок патрубків.

Діаметр патрубків, м, визначається за рівнянням

$$d = \sqrt{\frac{V}{0.785 \cdot w}}, \quad (3.47)$$

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

w – швидкість рідини або пари, $\text{м}/\text{с}$. Приймається за [1,2,7].

Остаточний діаметр приймається за стандартом [8].

3.2.4. Вибір фланців на патрубках та на апарат.

Вибір здійснюється за [8]. Наводяться ескізи з проставленням розмірів.

3.2.5. Вибір кришки, днища.

Вибір здійснюється за [8]. Наводяться ескізи з проставленням розмірів у таблицю.

3.3. Гідравлічний розрахунок тарілок

Розраховуємо гідравлічний опір тарілки у верхній та нижній частинах колони, Па.

Гідравлічний опір Δp барботажних тарілок складається з опору Δp_1 сухої тарілки, опору Δp_2 стовпа рідини на тарілці, який відповідає глибині барботажу, та опору Δp_3 , що обумовлений силами поверхневого натягу рідини.

Таким чином $\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3$, Па.

3.3.1. Опір сухої тарілки, Па.

$$\Delta p_1 = \xi \rho_{II} \cdot \omega_0^2 / 2, \quad (3.48)$$

де ρ_{II} – густина пари, кг/м³;

ω_0 — швидкість пари в прорізах ковпачка (для ковпачкових тарілок), в отвори (для сітчастих тарілок), в дірках - щілинах - решітках (для провальних тарілок), м/с.

$$\omega_0 = \omega / \varphi.$$

Тут ω – швидкість газу у вільному перерізі колони, м/с;

φ – живий переріз прорізів, отворів, дірок, щілин, решіток (відношення їх сумарної площі на тарілці до площі поперечного перерізу колони);

ξ – коефіцієнт опору, його значення для різних тарілок наведено у таблиці 3.1.

Таблиця 3.2

Коефіцієнт опору в залежності від виду тарілки

Тарілки	ξ
Ковпачкові	4,5-5
Клапанні	3,6
Сітчасті	
$\varphi = 0,07-0,1$	1,82
$\varphi = 0,15-0,25$	1,45
Провальні дірчасті решітчасті і з щілиноподібними прорізами	2,1 0,9

3.3.2. Опір стовпа рідини на тарілці, Па.

3.3.2.1. На ковпачковій тарілці (при повному відкритті прорізів)

$$\Delta p_2 = 1,3gk\rho_{ж} (e + L/2 + \Delta h), \quad (3.49)$$

де g – прискорення сили ваги, м/с^2 ;

k – відношення густини шумовиння до густини чистої рідини (при розрахунках приймають $k=0,5$);

$\rho_{ж}$ – густина рідини, кг/м^3 ;

L – висота прорізу, м ;

Δh – висота рівня рідини над зливним порогом, м ;

$h_{п}$ – висота зливного порога, м .

e – відстань від верхнього краю прорізів до зливного порога, м .

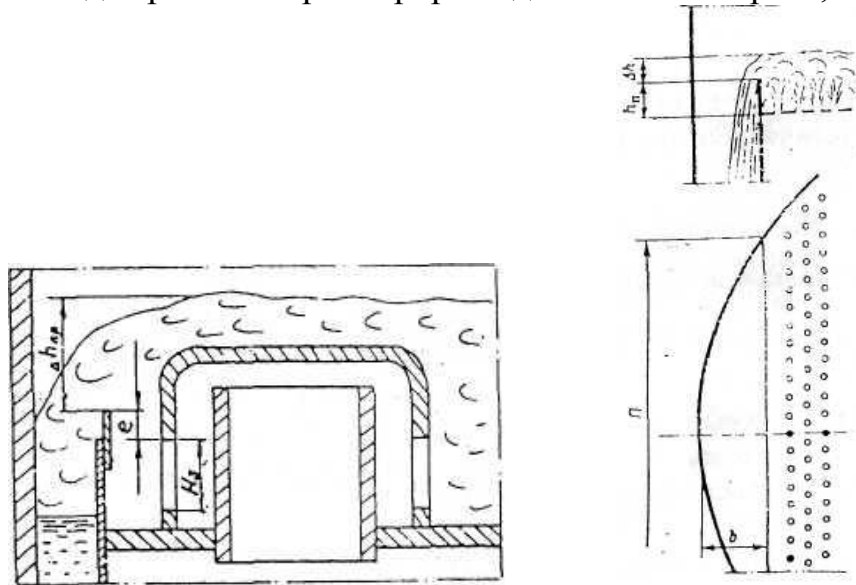


Рис. 3.4

3.3.2.2. На сітчастій тарілці, Па.

$$\Delta p_2 = 1,3gk\rho_{ж} (h_{п} + \Delta h). \quad (3.50)$$

Позначення ті ж самі що і для ковпачкових тарілок.

Висоти Δh , $h_{п}$, l і відстань вказані на рисунку.

$h_{п}$ – висота зливного порога, м .

Величина Δh визначається за формулою стікання через водозлив з врахуванням густини шумовиння:

$$\Delta h = (V_{ж} / 1.85PK)^{2/3},$$

де $V_{ж}$ – об'ємні витрати рідини, $\text{м}^3/\text{с}$;

P – периметр зливної перегородки, м .

Визначається за ДСГ для даного типу тарілки.

3.3.2.3. На провальній тарілці

$$\Delta p_2 = 1,3gK\rho_{ж}H_{ш}, \quad (3.51)$$

де $H_{ш}$ – висота шумовиння, м. Визначається наступним чином:
Масова швидкість пари, $\text{кг/м}^2\text{с}$:

$$W_{п} = (\omega\rho_{п}),$$

де $\rho_{п}$ – густина пари, кг/м^3 . Масова швидкість рідини

$$W_{ж} = (\omega_{ж}\rho_{ж}),$$

де $\rho_{ж}$ – густина рідини, кг/м^3 .
Густина зрошування, $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$:

$$U = W_{ж} / \rho_{ж}.$$

Знаходимо величину C

$$C = U^6 \mu_{ж}^2 \rho_{ж} / g\sigma^3,$$

де тут $\mu_{ж}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 σ – поверховий натяг, Н/м .
Визначається коефіцієнт B

$$Z = (\omega^2 / gd\varphi^2) \cdot (\rho_{п} / \rho_{ж}) \mu_{ж}^{0,16} = \lg B - 1,74(W_{ж} / W_{Г})^{1/4} (\rho_{п} / \rho_{ж})^{1/8},$$

де d – діаметр отворів або еквівалентний діаметр щілин, м;
 φ – живий переріз отворів.

Відповідно до знайдених значень коефіцієнта B визначається критерій Фруда за допомогою наступних рівнянь:

при $B < 2,95$	$\text{Fr}(\rho_{п}/\rho_{ж})C^{0,067} = 3,25 \cdot 10^{-3};$
$B = 2,95 - 10$	$\text{Fr}(\rho_{п}/\rho_{ж})C^{0,067} = 1,1 \cdot 10^{-3};$
$B > 10$	$\text{Fr}(\rho_{п}/\rho_{ж})C^{0,067} = 11 \cdot 10^{-3}.$

Після чого визначається висота шумовиння:

$$H_{ш} = \omega_0^2 / gFr.$$

Відношення густини шумовиння до густини чистої рідини визначаємо за наступним рівнянням:

$$k = 0,21 / Fr^{0,2} \sqrt{\varphi}.$$

3.3.3. Опір обумовлено силами поверхового натягу

$$\Delta p_3 = 4\sigma / d,$$

де σ – поверхневий натяг рідини при середній температурі у верхній та нижній частинах колони н/м;

d – діаметр отвору у ситчастій тарілці або еквівалентний діаметр прорізів у ковпачковій тарілці; або еквівалентний діаметр решіток, щілин, дірок у провальних тарілках, м.

3.3.4. Перевірка прийнятої відстані між тарілками, необхідної для нормальної роботи тарілки.

$$h > 1.8\Delta p / \Delta\rho_{ж} g. \quad (3.52)$$

Перевірку проводимо для тієї частини колони, для якої гідравлічний опір тарілки більший.

Перевірка рівномірної роботи тарілок.

Для досягнення достатньої інтенсивності барботажу швидкість пари в отворах ситчастої тарілки повинна бути не меншою швидкості пари, що відповідає початку режиму рівномірної роботи, тобто мінімальної швидкості пари в отворах, яка забезпечує рівномірність роботи тарілок $\omega_{0\min} < \omega_0$:

$$\omega_{0\min} = a \{ g / \xi(\rho_p / \rho_{II}) h_{TP} \}^{1/2}, \quad (3.53)$$

де a – коефіцієнт, що приймається за [6].

Таким чином, якщо умова $\omega_{0\min} < \omega_0$ виконується, то тарілки будуть працювати усіма отворами.

3.4. Розрахунок на міцність

Перевірочний розрахунок на міцність включає в себе: вибір матеріалу, розрахунок товщини стінки обичайки; розрахунок товщини кришки або днища, розрахунок маси апарата та вибір опор.

Вказані розрахунки проводять за [8,9].

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химических технологий. – 9-е изд. – М.: Химия, 1973. – 750 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологий. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
3. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. – М.: Наука, 1966. – Кн. 1-2. – 480 с.
4. Рид Р., Праусниц Дж., Шервурд Т. Свойства газов и жидкостей. — Л.: Химия, 1982. – 591 с.
5. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Под ред. Н.Б. Варгафтика. – 2-е изд. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
6. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологий. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
7. Основные процессы и аппараты химической технологий: Пособие по проектированию Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дитнерский и др. / Под ред. Ю.И. Дитнерского. – 2-е изд., перераб. и дополн. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
8. Лацинский А.А., Толчинский А.Т. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
9. Лацинский А.А. Конструирование химических аппаратов: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с.
10. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – Изд. 3-е. Пер. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
11. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – К.: Техника, 1970. – 207 с.
12. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П. Основы расчета и конструирования массообменных колон. – К.: Вища шк., 1989. – 223 с.