



Національний університет

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Національний університет водного господарства та
природокористування

Кафедра хімії

077 - 132

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання розрахункової роботи з навчальної дисципліни
„Виробничі процеси та обладнання об’єктів автоматизації” для
студентів денної та заочної форм навчання
за напрямом підготовки 6.050202 „Автоматизація та
комп’ютерно-інтегровані системи”

Затверджено методичною
комісією за напрямом
підготовки 6.050202
„Автоматизація та
комп’ютерно-інтегровані системи”
Протокол № 6 від 18 травня 2011 р.

Рівне – 2011 р.



Національний університет

водного господарства
та екології

Методичні вказівки до виконання розрахункової роботи з навчальної дисципліни „Виробничі процеси та обладнання об’єктів автоматизації” для студентів денної та заочної форм навчання за напрямом підготовки 6.050202 „Автоматизація та комп’ютерно-інтегровані системи”/ Н.М. Корчик, С.В. Белікова. - Рівне: НУВГП, 2011, - 47с.

Упорядники: Н.М. Корчик, доцент кафедри хімії;
С.В. Белікова, аспірант кафедри хімії.



Національний університет
водного господарства
та екології

Відповідальний за випуск: М.В. Яцков, к.т.н.,

завідувач кафедри хімії

© Н.М. Корчик, 2011
© С.В. Белікова, 2011
© НУВГП, 2011



Передмова	4
1. Загальні методичні положення	5
2. Загальні теоретичні положення	6
3. Розрахункова частина	14
3.1. Розрахунок матеріального балансу ректифікаційної колони	16
3.2. Розрахунок теплового балансу ректифікаційної колони	21
3.3. Основні гідравлічні та технологічні розрахунки ректифікаційної колони	25
4. Математичне моделювання процесу ректифікації	30
5. Автоматизація процесу ректифікації	35
6. Розрахунок передавальної функції об'єкта управління та вибір закону регулювання	38
7. Результати розрахунків процесу ректифікації бінарної суміші бензен-толуен	43
8. Список використаної літератури	45

ПЕРЕДМОВА

Метою виконання розрахункової роботи з дисципліни „Виробничі процеси та обладнання об'єктів автоматизації” є практичне засвоєння методів та принципів розрахунку основних параметрів процесу ректифікації, вивчення ряду його особливостей (різне співвідношення навантажень за рідиною і парою в нижній і верхній частинах колони, змінний за висотою коефіцієнт розподілу, спільне протікання процесів масо- і теплопередачі) та розрахунку ректифікаційної колони з використанням модифікованих рівнянь масопередачі (метод числа одиниці переносу та висоти одиниці переносу) та тарілчастої (з ліченими тарілками) колони з визначенням числа тарілок графоаналітичним методом (побудовою кінетичної лінії).



1. ЗАГАЛЬНІ МЕТОДИЧНІ ПОЛОЖЕННЯ

Розрахункову роботу з дисципліни „Виробничі процеси та обладнання об'єктів автоматизації ” студенти виконують з метою застосування теоретичних знань для розроблення окремих систем автоматизації технологічних процесів та засвоєння правил їх проектування.

При виконанні розрахункової роботи студент повинен вміти аналізувати технологічний процес, визначати вхідні та вихідні параметри, фактори, що визначають оптимальні умови протікання технологічного процесу тощо.

Кожен студент отримує індивідуальне завдання на розрахункову роботу, в якій вказують:

1. Конкретний технологічний процес.
2. Продуктивність технологічного устаткування.
3. Умови роботи технологічного устаткування.
4. Рівень автоматизації.

Додаткові дані для виконання розрахункової роботи студент отримує на основі детального вивчення технічної та патентної літератури, стандартів та інших нормативно-технічних документів, норм та правил проектування масообмінних процесів.

Розрахункова робота складається з описової (40 аркушів формату А4) частини та включає:

1. Реферат.
2. Зміст.
3. Вступ.
4. Основну (розрахункову) частину.
5. Висновок.
6. Список використаних джерел.

Реферат повинен містити: інформацію про обсяг розрахункової роботи, кількість ілюстрацій, таблиць, використаних літературних джерел, перелік ключових слів, текст реферату.

У **вступі** необхідно стисло охарактеризувати масообмінний процес, що розглядається у даній розрахунковій роботі, а саме: ректифікацію, ряд особливостей розрахунку процесу ректифікації та його проектування, наявність узагальнених закономірностей для розрахунку кінетичних коефіцієнтів; навести та описати принципову



схему процесу ректифікації. Потрібно також проаналізувати вдосконалення технології, обґрунтувати та сформулювати з цих позицій мету роботи, що виконується.

Основна частина містить розрахунок масообмінного процесу та включає наступні пункти:

1. Розрахунок матеріального балансу колони.
2. Розрахунок теплового балансу колони.
3. Гідравлічні та технологічні розрахунки.
4. Автоматизація процесу ректифікації.

2. ЗАГАЛЬНІ ТЕОРЕТИЧНІ ПОЛОЖЕННЯ

Характеристика двофазних систем рідина-пара.

Якщо система складається з двох компонентів ($K=2$) і між ними не проходить хімічна реакція, то за наявності рідкої та парової фаз число фаз $\Phi=2$. Згідно з правилом фаз, число ступенів свободи такої системи складе: $C=K+2-\Phi=2+2-2=2$.

Тому, з трьох незалежних параметрів, які повністю визначають стан системи: температури t , тиску P і концентрації C - можна довільно вибрати будь - які два: при цьому визначиться значення третього параметра, котрий вже не може бути довільним. У зв'язку з цим для фізико-хімічної характеристики бінарних систем рідина - пара користуються так званими фазовими діаграмами. Якщо позначити через X склад рідкої фази, а через Y - склад парової фази, то, приймаючи $t=const$, можна побудувати графік залежності тиску пари від складу рідини (діаграма $P-X$). Аналогічно, вважаючи сталою величиною тиск пари ($P=const$), зображують на площині залежність значення температури кипіння рідини і конденсації пари від складу рідкої та парової фаз (діаграма $t-X-Y$). При $P=const$ та $t=const$ знаходять залежність між рівноважними складами фаз, котра зображується діаграмою рівноваги (діаграма $Y-X$).

Вигляд цих залежностей визначається взаємною розчинністю компонентів рідкої суміші і іншими їх властивостями.

Класифікація бінарних сумішей.

Залежно від взаємної розчинності компонентів, розрізняють суміші рідин:

- з необмеженою взаємною розчинністю;



- взаємно нерозчинні;
- обмежено розчинні один в одному.

Суміші з необмеженою взаємною розчинністю компонентів, в свою чергу, поділяються на ідеальні суміші з позитивним або негативним відхиленням від закону Рауля.

Фізична суть та принцип процесу ректифікації

Використання процесів багаторазової дистиляції є енергетично не вигідним і не дозволяє розділити навіть бінарні розчини на практично чисті індивідуальні компоненти. Більш сучасним, у багатьох відношеннях, є метод багаторазової дистиляції в одному апараті, що одержав назву **ректифікації**.

Ректифікація, як метод розділення складних розчинів на майже чисті індивідуальні компоненти, базується на процесах часткового випаровування рідких сумішей різного складу та часткової або повної конденсації пари. Ці процеси багаторазово повторюються на контактних пристроях шляхом протитечійного і багаторазового контактування парової і рідкої фаз нерівноважного складу. У результаті таких багаторазово повторюваних процесів, що відбуваються в колонних апаратах – ректифікаційних колонах висхідна парова фаза по висоті колони поступово збагачується низькокиплячим компонентом і з верхньої частини колони відводиться майже чиста пара низькокиплячого компоненту (НКК). З іншого боку, рідка фаза, що стікає по колоні зверху вниз, збагачується висококиплячим компонентом (ВКК) і знизу ректифікаційної колони виводиться практично чистий ВКК.

Суть процесів, з яких складається ректифікація, і результати, які отримують при цьому, можна прослідкувати за допомогою t - X - Y діаграми (рис. 1.).

Нагріваючи вихідну суміш складу X_1 до температури кипіння отримуємо пару, яка знаходиться в рівновазі з рідиною (точка b). В результаті відбіру і конденсації цієї пари отримуємо рідину складу X_2 збагачену низько киплячим компонентом (НК) ($X_2 > X_1$). Нагрівши цю рідину до температури кипіння t_2 , отримуємо пару (точка d), конденсація якої дає рідину з ще більшим вмістом НК, і має склад X_3 . Проводячи таким чином послідовно ряд процесів випаровування рідини і конденсації парів, можна отримати рідину (дистилат), яка являє собою майже чистий НК.

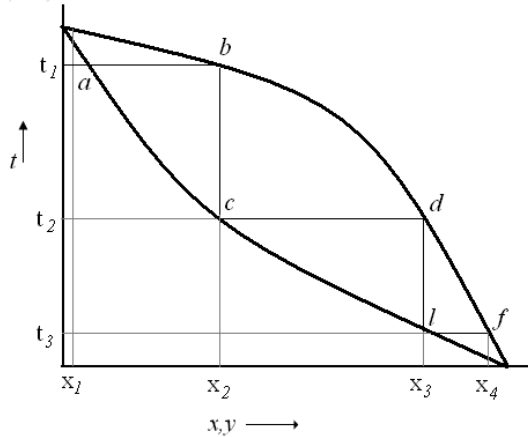


Рис.1. Зображення процесу розділення бінарної суміші шляхом ректифікації на діаграмі t - X - Y

Аналогічно, виходячи з парової фази, яка відповідає складу рідини X_4 , шляхом проведення ряду послідовних процесів конденсації і випаровування можна отримати рідину (залишок), яка майже цілком складається з висококиплячого компоненту (ВКК).

Таким чином, фізична суть процесу ректифікації базується на багаторазовій протитечійній взаємодії парової і рідкої фаз нерівноважних концентрацій, у результаті якої на контактних пристроях відбуваються процеси конденсації і випаровування фаз, а також термодифузійний масообмін речовин між взаємодіючими фазами.

Процеси випаровування рідини, що чергуються і багаторазово повторюються, та конденсації отриманої пари, проходять на спеціальних контактних пристроях, розміщених у вертикальному колонному апараті, що називається ректифікаційною колоною.

Схема роботи ректифікаційної колони безперервної дії для розділення бінарної суміші показано на рис.2.

Колона безперервної дії, як правило, складається із двох частин: верхньої – зміцнювальної (концентраційної) – 1 і нижньої – вичерпної (відгінної) – 2.

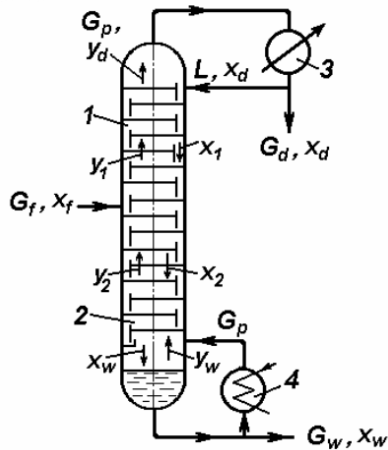


Рис. 2. Схема роботи ректифікаційної колони для розділення бінарної суміші:

- 1 - верхня (концентраційна) частина колони; 2 - нижня (відгінна) частина колони; 3 - конденсатор-дефлегматор; 4- кип'ятильник-випарник

Початкова суміш надходить до колони, як правило, підігрітою до температури кипіння та подається на тарілку живлення, розташовану в середній частині між нижньою і верхньою колоною. Пара, що утворюється при кипінні, піднімається вгору по колоні та контактує з рідиною, що стікає зверху вниз. Під час руху пари з середньої частини колони у верхню частину відбувається процес поступового збагачення парової фази низькокиплячим компонентом. Висококонцентрована парова фаза виводиться з колони в конденсатор – дефлегматор 3. Отриманий в результаті конденсації конденсат частково виводиться як готовий продукт - дистиллят, а частково подається на верхню тарілку колони у вигляді флегми.

Подача флегми на верхню тарілку колони забезпечує в колоні сталість складу фаз, що взаємодіють на контактних елементах верхньої колони. При перетіканні флегми з тарілки на тарілку зверху вниз відбувається збіднення рідини низькокиплячим компонентом і збагачення висококиплячим компонентом.

На тарілці живлення досягаються концентрації речовини у фазах, що дорівнюють концентраціям початкової суміші.



У нижній кубовій частині колони відбувається процес вилучення (відгону) низькокиплячого компонента в парову фазу з початкової суміші. Цей процес відбувається за рахунок тепломасообміну між потоками стікаючої рідини і пари, що утворюється у нижній частині колони при випаровуванні рідини та піднімається вгору. Випаровування частини кубової рідини відбувається у виносному кип'ятильнику – випарнику 4 в результаті подачі в нього гарячого теплоносія. Пари ВКК, що утворилися, подаються під нижню тарілку відгінної частини колони, контактують з рідиною, що стікає зверху, при цьому рідина кипить на тарілці та створює висхідний потік пари ВКК відповідно у концентрації при температурі кипіння рідини на тарілці.

Отже, ректифікаційна колона - це тепломасообмінний апарат, у якому по висоті колони знизу вгору на тарілках знижується температура кипіння рідини від максимальної в кубовій частині до мінімальної на верхній тарілці концентраційної колони. Внизу колони температура практично дорівнює температурі кипіння ВКК при відповідному тиску в колоні. На верхній тарілці колони температура практично дорівнює температурі кипіння НКК. На кожній тарілці колони встановлюється відповідна концентрація компонента у рідині та відповідна температура кипіння рідини. Параметри роботи колони залежать від властивостей розділювальної суміші, тиску в колоні, типу контактних пристроїв і режиму роботи тарілки в певних гідродинамічних умовах.

На рис.3а показано хід процесів фазового переходу (випаровування і конденсації) на тарілках ректифікаційної колони, а також хід данного процесу на діаграмі (рис.3.б.) температура – концентрація в координатах (T - X - Y) при певному тиску.

Нижня крива $T_b-1-2-3-4-5-6-T_a$ показує зміну температур кипіння бінарної розчину на тарілках залежно від концентрації розчину.

Верхня крива $BCDEFHA$ показує температури конденсації та концентрацію компонента у паровій фазі, що має рівноважний склад з киплячою рідиною. Горизонтальні лінії між кривими відображають процеси фазового переходу, що протікають на тарілках залежно від температури і концентрації речовин у фазах.

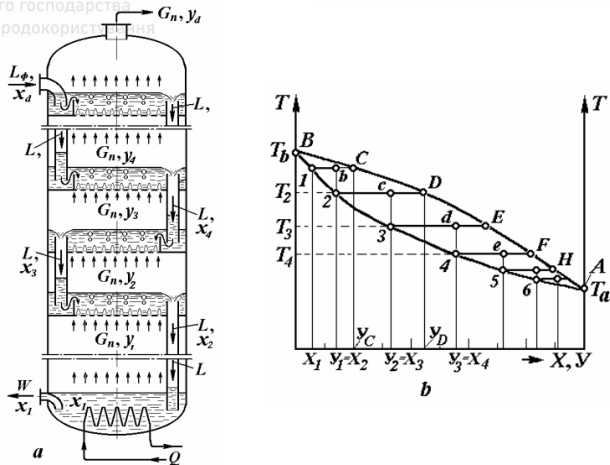


Рис. 3. Ректифікація бінарної суміші:

a - схема процесів конденсації - випаровування на тарілках ректифікаційної колони; *b* хід процесів на тарілках у діаграмі T - X - Y ; потоки: L – рідка фаза; G_n – парова фаза; W – кубовий залишок; Q – теплоносій

Розглянемо роботу однієї з тарілок ректифікаційної колони (наприклад, другої тарілки знизу) (рис. 3, а). На цю тарілку знизу надходить парова фаза складу Y_1 , температурою T_2 , (т. 2 на рис. 3, б). При контакті пари з рідиною на тарілці відбувається її часткова (процес 2 – С) або повна (процес 2 – D) конденсація, при цьому, залежно від ступеня конденсації пари, на тарілці утворюється конденсат складу $X_3 = Y_2$ (при частковій конденсації) або Y_D (при повній конденсації пари). Процес конденсації супроводжується виділенням тепла, тому рідина нагрівається та починається процес випаровування. Відповідно до інтенсивності процесів тепломасообміну на тарілці змінюється (знижується знизу вгору) температура кипіння рідини. На реальній тарілці положення (т. С на рис. 3, б) визначає співвідношення між робочими концентраціями речовини у фазах, при цьому за правилом важеля відрізок 2 – С визначає частку НКК, що перейшла у парову фазу, а відрізок С – D визначає частку НКК, що залишилась у паровій фазі. Процеси конденсації і випаровування на тарілках, що знаходяться вище, проходять за подібною схемою.



Положення точок (B, C, D, \dots) на лініях кипіння - конденсації не є фіксованим і визначається швидкістю руху потоків (пари і рідини), швидкістю випаровування (конденсації), температурою і концентрацією компонентів у фазах, а також конструкцією тарілки.

На реальних тарілках практично ніколи не досягаються значення рівноважних концентрацій НКК у фазах. На теоретичній тарілці концентрація НКК у паровій фазі досягла б величини рівноважної концентрації, що визначається положенням кривої конденсації $BCDEFHA$.

Описана схема роботи ректифікаційної колони є умовною, тому що температури на сусідніх тарілках відрізняються незначною величиною, а частки конденсованої та випареної фази на тарілках залежать як від властивостей компонентів суміші масової витрати потоків і тиску в колоні, так і від конструкції та ефективності роботи контактних пристроїв.

Принципова схема ректифікаційної установки

Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії для розділення бінарної суміші показана на рис.4.

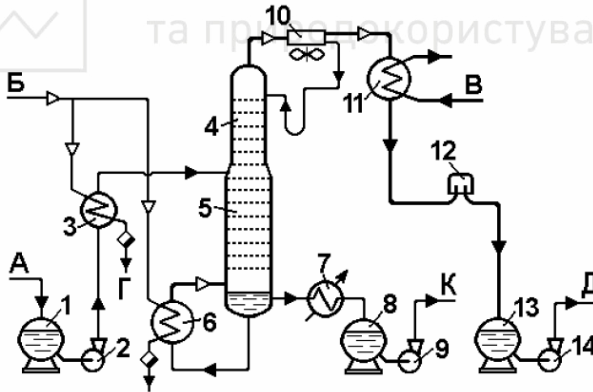


Рис. 4 Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії:

потоки: А – вихідна суміш; Б – грійуча пара; В – вода;

Г – конденсат грійучої пари; Д – дистиллят; К – кубовий залишок; 1, 8, 13 – ємності-сховища; 2, 9, 14 – відцентрові насоси; 3 – підігрівач; 4, 5 – верхня і нижня частини ректифікаційної колони; 6 – кип'ятильник; 7 – холодильник; 10 – конденсатор; 11 – конденсатор-холодильник; 12 – концентратовимірник



Вихідна суміш з ємкості-сховища 1 насосом 2 подається в підігрівач 3, де підігрівається насиченою водяною парою до температури кипіння, підігріта суміш подається в середню частину ректифікаційної колони на тарілку живлення.

Ректифікаційна колона безперервної дії складається з двох частин: верхньої (концентраційної) частини 4 і нижньої (вичерпної) частини 5.

У нижній частині колони з рідини вилучається НКК при взаємодії на тарілках пари, що піднімається по колоні знизу вверх, зі стікаючою зверху рідиною. Пара в нижній частині колони утворюється за рахунок випаровування частини кубового залишку в теплообміннику-випарнику 6, що обігрівається насиченою водяною парою. Кубовий залишок виводиться з нижньої частини колони, і після охолодження в холодильнику 7 надходить у ємкість-сховище 8, звідки відцентровим насосом 9 відкачується на подальшу переробку.

У верхній частині колони відбувається підвищення концентрації парової фази НКК за рахунок взаємодії пари, що піднімається по колоні, зі стікаючою флегмою, що подається на верхню тарілку колони. Висококонцентрована пара НКК з колони надходить у конденсатор К, де частково конденсуються, конденсат у вигляді флегми повертається в колону. Частина пари, що складається переважно із чистого НКК, поступає в конденсатор-холодильник 11, де повністю конденсується, при цьому отримують цільовий продукт - дистилят. Концентрацію дистиляту контролюють концентратомірником 12, дистилят відводять у ємкість - сховище 13 і насосом 14 відкачують на подальшу переробку.

Ректифікаційні установки є дуже енерговитратними, тому при проектуванні установок велику увагу приділяють утилізації тепла і автоматизації виробництва. Зокрема, існують установки, у яких теплота конденсації пари дистиляту використовується для підігрівання вихідної суміші.



3. РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

Завдання на розрахункову роботу:

Розрахувати ректифікаційну колону безперервної дії для розподілу бінарної суміші бензен-толуен за такими даними:

$$\overline{X}_F = X_d$$

	Номер варіанту (остання цифра залікової книжки)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
\overline{X}_F	32%	36%	38%	30%	49%	40%	42%	40%	35%	37%
\overline{X}_P	97%	98%	96%	96%	89%	87%	86%	95%	94%	93%
\overline{X}_W	18%	16%	20%	22%	15%	25%	18%	17%	24%	19%
F	8	7	6	11	7	5	9	10	13	12
$Stax$	0,068	0,048	0,057	0,065	0,045	0,04	0,055	0,05	0,06	0,07
de	1,38	1,39	1,4	1,41	1,42	1,43	1,44	1,45	1,46	1,47
du	1,5	1,51	1,52	1,53	1,54	1,55	1,56	1,57	1,58	1,59
d	1									
P	0,1 МПа									
G_f	5									
β	1,25									

ПРИКЛАД РОЗРАХУНКУ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ

Завдання на розрахункову роботу:

Розрахувати ректифікаційну колону безперервної дії для розподілу бінарної суміші бензен-толуен за такими даними:

- продуктивність за вихідною сумішшю $F = 5 \text{ кг/с}$;

вміст летючого компоненту:

- у вихідній суміші $\overline{X}_F = 35 \% (\text{мас.})$;

- в дистилаті $\overline{X}_P = 98 \% (\text{мас.})$;

- в кубовому залишку $\overline{X}_W = 1,7 \% (\text{мас.})$;

- тиск у паровому просторі дефлегматора $P = 0,1 \text{ МПа}$.



РОЗРАХУНОК НАСАДКИ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ

В основу технологічних розрахунків ректифікаційної колони покладені рівняння матеріального і теплового балансів. На базі рівнянь матеріальних балансів визначають масові витрати цільових продуктів залежно від загальної продуктивності колони, концентрації вихідної суміші та одержання кінцевих продуктів.

При розрахунку ректифікаційних колон приймають деякі припущення, що певною мірою змінюють умови протікання процесу, але значно спрощують розрахунок:

1). Вихідна суміш подається в колону на тарілку живлення підігрітою до температури кипіння, що виключає різкі зміни температури та концентрації речовин у паровій і рідкій фазах.

2). Концентрація низькокиплячого компонента (НКК) у парі, що виводиться з верхньої частини колони в дефлегматор, і концентрація НКК у флегмі, що надходить з дефлегматора у колону, рівні між собою, тобто $Y_d = X_d$.

3). Концентрація НКК у парі, що надходить у колону з кип'ятильника, дорівнює концентрації НКК у кубовій рідині, тобто $Y_w = X_w$.

4). У вихідній суміші, за правилом Трутона, відношення мольної теплоти випаровування (конденсації) речовини до абсолютної температури кипіння для всіх речовин суміші є величиною сталою,

$$\text{тобто: } \frac{r_1}{T_1} = \frac{r_2}{T_2} = \dots = \frac{r_{cm}}{T_{cm}} \approx \text{const}.$$

Звідси випливає, що мольна витрата пари, що піднімається (у кіломолях) по висоті колони у будь-якому перетині, є величиною сталою.

Розрахунок ректифікаційної колони зводиться до визначення її основних геометричних розмірів - діаметру та висоти. Обидві ці величини значною мірою визначаються гідродинамічним режимом роботи колони, який, в свою чергу, залежить від швидкості та фізичних фаз, а також від типу й розмірів насадок.

При виборі типу насадок для масообмінних апаратів керуються рядом міркувань. Найбільш правильний вибір оптимального типу та розміру насадки може бути здійснений на основі техніко-економічного аналізу загальних витрат на розподіл в конкретному технологічному процесі.



Орієнтовний вибір розміру насадок можна здійснити виходячи з таких міркувань: чим більший розмір елемента насадки, тим більший її вільний об'єм (живий перетин), отже, і вища продуктивність. Проте, внаслідок меншої питомої поверхні - ефективність великих насадок трохи нижча. Тому насадку великого розміру застосовують, коли потрібна висока продуктивність та порівняно невисокий ступінь чистоти продуктів розподілу.

В ректифікаційних колонах, які працюють при атмосферному тиску, для розподілу агресивних рідин, а також в тих випадках, коли не потрібна чистка апарату, зазвичай застосовують керамічні кільця Рашига. Для даного випадку приймемо насадку з керамічними кільцями Рашига розміром $50 \times 50 \times 50$ мм. Питома поверхня насадки $a = 87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$, вільний об'єм $\varepsilon = 0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3$, насипна щільність $530 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Насаджувальні колони можуть працювати в різних гідродинамічних режимах: плівковому, режимах підвісання і емульгування. В колонах великої продуктивності з великою насадкою здійснення процесу в режимі емульгування призводить до різкого зменшення ефективності розподілу, що пояснюється значним зростанням зворотного перемішування рідини та значною нерівномірністю швидкості пари по перетині апарата. Керування процесом в режимі підвісання затруднено внаслідок вузького інтервалу зміни швидкості пари, в якому цей режим існує. Тому оберемо плівковий режим роботи колони.

Для визначення швидкості потоків необхідно визначити навантаження за парою та рідиною.

3.1. РОЗРАХУНОК МАТЕРІАЛЬНОГО БАЛАНС КОЛОНИ ТА ВИЗНАЧЕННЯ РОБОЧОГО ФЛЕГМОВОГО ЧИСЛА

Для простої ректифікаційної колони рівняння матеріального балансу щодо маси взаємодіючих потоків має вигляд:

$$G_f = G_d + G_w, \quad (1)$$

а щодо масових витрат компонентів бінарної суміші, що розділяється, рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$G_{НКК} = G_f X_f = G_d X_d + G_w X_w, \quad (2)$$

$$G_{ВКК} = G_f (1 - X_f) = G_d (1 - X_d) + G_w (1 - X_w), \quad (3)$$

де G_f , G_d , G_w – масові (або мольні) витрати вихідної суміші, дистилляту і кубової рідини відповідно, кг/с або кмоль/с, $G_{НКК}$, $G_{ВКК}$ – масові (мольні) витрати низькокиплячого і висококиплячого компонентів у вихідній суміші відповідно, кг/с або кмоль/с; X_f , X_d , X_w – концентрація НКК у вихідній суміші, дистилляті та кубовому залишку відповідно, масові (або мольні) частки.

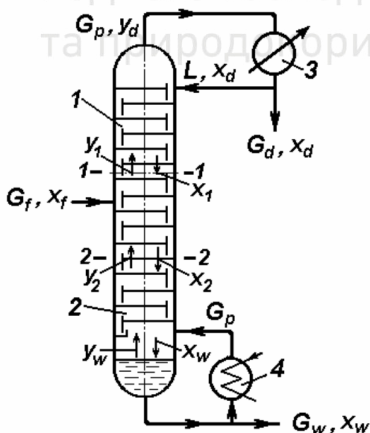


Рис.5. Схема руху матеріальних потоків у простій ректифікаційній колоні для розділення бінарної суміші:

1 – верхня (концентраційна) частина колони; 2 – нижня (відгінна) частина колони; 3 – конденсатор-дефлегматор; 4 – кип’ятильник-випарник

Розв’язавши рівняння (1), (2), (3), отримуємо вихід продуктів розділення відносно маси вихідної бінарної суміші, а саме:



- вихід дистиляту:

$$G_d = G_f(X_f - X_w)/(X_p - X_w),$$

- вихід кубового залишку:

$$G_w = G_f(X_p - X_f)/(X_p - X_w).$$

На основі даних рівнянь матеріальних балансів знаходимо:

- продуктивність колони щодо цільового продукту – дистиляту:

$$G_d = G_f(\overline{X_f} - \overline{X_w})/(\overline{X_p} - \overline{X_w}) = 5 \cdot (0,35 - 0,017)/(0,98 - 0,017) = 1,73, ;$$

- продуктивність колони щодо кубового залишку:

$$G_w = G_f(\overline{X_p} - \overline{X_f})/(\overline{X_p} - \overline{X_w}) = 5 \cdot (0,98 - 0,35)/(0,98 - 0,017) = 3,3.$$

У технологічних розрахунках більш зручно подавати масові витрати потоків, що взаємодіють у колоні, відносно дистиляту, що отримують, як цільовий компонент, тобто витрати всіх потоків визначають щодо кількості отриманого дистиляту.

У цьому разі відношення витрати флегми до дистиляту називають флегмовим числом ректифікаційної колони, тобто :

$$R = \frac{L}{G_d}. \quad (4)$$

Флегмове число показує, яка маса флегми повертається в колону на її зрошення відносно одиниці маси дистиляту, що отримують в колоні.

Подібним чином отримуємо:

$$\text{- число живлення колони: } F = \frac{G_f}{G_d}; \quad (5)$$

$$\text{- кубове число колони } W = G_w / G_d; \quad (6)$$

$$\text{- парове число } P = G_p / G_d = (L + G_d) / G_d = R + 1. \quad (7)$$

Число живлення показує масу вихідної суміші, що витрачається для одержання одиниці маси дистиляту, кубове число показує відношення маси кубової рідини до одиниці маси одержуваного дистиляту, парове число – масу пари, що рухається в колоні, віднесено до одиниці маси отриманого дистиляту. Отже, названі числа є питомою витратою усіх матеріальних потоків у ректифікаційній колоні щодо дистиляту.

Рівняння матеріального балансу колони через числа має вигляд:

$$F = 1 + W. \quad (8)$$



Отже, розділивши обидві частини рівняння (8) на витрату дистилляту і замінивши відношення L/G_d флегмовим числом, отримали рівняння матеріального балансу верхньої (концентраційної) колони в розрахунку на один кмоль (кг) отриманого дистилляту:

$$(1 + R)(y_d - y_1) = R(x_d - x_1). \quad (9)$$

З огляду на припущення $y_d = x_d$ та після відповідної заміни, розв'язавши рівняння (9) відносно поточної концентрації НКК у паровій фазі, для верхньої частини колони отримуємо:

$$y_1 = \frac{R}{R+1} \cdot x_1 + \frac{x_d}{R+1}. \quad (10)$$

Залежність (10) називають рівнянням робочої лінії верхньої частини ректифікаційної колони. Це рівняння встановлює взаємозв'язок між поточними концентраціями НКК у паровій і рідкій фазах відповідно на різних тарілок по висоті колони.

Подібним чином складається рівняння матеріального балансу нижньої (відгінної) частини колони:

$$G_p (y_2 - y_w) = (G_f + L)(x_2 - x_w). \quad (11)$$

Рівняння матеріального балансу колони через її продуктивність за дистиллятом P та кубовим залишком W визначається з рівнянь:

$$F = P + W, \quad (12)$$

$$F_{xF} = P_{xP} + W_{xW}. \quad (13)$$

Звідки находимо витрату кубової рідини, кг/с:

$$W = \frac{F(X_P - X_F)}{X_P - X_W}, \quad (14)$$

$$W = \frac{5(0,98 - 0,35)}{0,98 - 0,017} = 3,27 \text{ (кг/с)}.$$

Далі обраховуємо витрату дистилляту:

$$P = F - W = 5 - 3,27 = 1,73 \text{ (кг/с)}. \quad (15)$$

Вибір оптимального флегмового числа є одним із основних завдань при розрахунку ректифікаційної колони, тому що саме від його величини залежить як кількість тарілок, так і діаметр колони.

Мінімальну питому витрату флегми можна визначити виходячи із залежності:



$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_p - y_{F^*}}{y_{F^*} - x_F} \quad (16)$$

Розв'язавши рівняння (16) щодо мінімального флегмового числа, знайдемо:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_{F^*}}{y_{F^*} - x_F}, \quad (17)$$

де x_F та x_p – молярні частки легколетючого компоненту відповідно у вихідній суміші та дистилаті, кмоль/кмоль суміші;

y_{F^*} – рівноважна концентрація бензену в паровій фазі над тарілкою живлення, 0,61.

Для обрахунку флегмового числа далі визначаємо мольні концентрації компонентів у початковій суміші і продуктах розділення через масові концентрації:

- для вихідної суміші:

$$x_F = \frac{\overline{X}_F / M_{\delta}}{(\overline{X}_F / M_{\delta}) + (1 - \overline{X}_F) / M_T} = \frac{0,35/78}{(0,35/78) + (1 - 0,35)/92} = 0,388;$$

- для дистилату:

$$x_p = \frac{\overline{X}_p / M_{\delta}}{(\overline{X}_p / M_{\delta}) + (1 - \overline{X}_p) / M_T} = \frac{0,98/78}{(0,98/78) + (1 - 0,98)/92} = 0,983;$$

- для кубового залишку:

$$x_w = \frac{\overline{X}_w / M_{\delta}}{(\overline{X}_w / M_{\delta}) + (1 - \overline{X}_w) / M_T} = \frac{0,017/78}{(0,017/78) + (1 - 0,017)/92} = 0,218.$$

На основі формули (1.7) знаходимо величину мінімального флегмового числа:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_{F^*}}{y_{F^*} - x_F} = \frac{0,983 - 0,61}{0,61 - 0,388} = 1,68.$$

При мінімальному флегмовому числі діаметр колони є також мінімальним, тому що при цьому є мінімальною об'ємна витрата пари в колоні. Одночасно, через те, що середня рушійна сила процесу при цьому також є мінімальною, особливо на тарілці живлення, кількість робочих тарілок колони є великою. При мінімальному флегмовому числі робота ректифікаційної колони в принципі неможлива, тому в практичних розрахунках для багатьох колон робоче флегмове число вибирають відповідно до рівняння:



$$R = \beta \cdot R_{\min}, \quad (18)$$
$$R = 1,25 \cdot 1,68 = 2,1.$$

Далі записуємо рівняння робочих ліній ректифікаційної колони:

- для верхньої (укріплюючої) частини колони за рівнянням (10):

$$y_1 = \frac{R}{R+1} \cdot x_1 + \frac{x_p}{R+1} = \frac{2,1}{1+2,1} \cdot x_1 + \frac{0,983}{1+2,1} = 0,677x_1 + 0,317;$$

- нижньої (відгінної) частини колони:

$$y_2 = \frac{F_m + R}{R+1} \cdot x_2 - \frac{(F_m - 1)x_w}{R+1} = \frac{2,1+4,5}{1+2,1} \cdot x_2 + \frac{(4,5-1) \cdot 0,218}{1+2,1} = 2,1x_2 + 0,246,$$

де F_m - мольне число живлення ректифікаційної колони,

$$F_m = \frac{(x_p - x_w)}{(x_F - x_w)} = \frac{(0,983 - 0,218)}{(0,388 - 0,218)} = 4,5.$$

Далі будуємо діаграму $Y-X$, за отриманими рівняннями верхньої та нижньої частин колони.

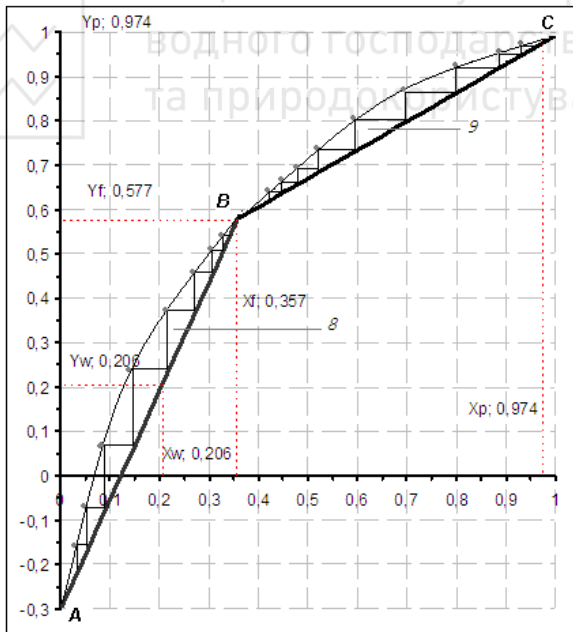


Рис. 6 Визначення положень робочих ліній та кількості теоретичних тарілок ректифікаційної колони



На діаграмі $Y-X$ нанесені положення робочих ліній процесу ректифікації заданої суміші, при цьому пряма BC відображає положення робочої лінії верхньої частини колони, а пряма AB – положення робочої лінії нижньої частини колони.

Далі визначаємо кількість теоретичних тарілок (КТТ), побудувавши трикутники фазової рівноваги між рівноважною та робочими лініями процесу. За кількістю отриманих трикутників (точок) знайшли:

- для верхньої частини колони КТТ дорівнює $N_v=9$;
- для нижньої частини колони КТТ дорівнює $N_n=8$;

Загальна кількість теоретичних тарілок для ректифікаційної колони дорівнює $N_{КТТ}=9+8=17$.

Визначаємо витрату флегми за формулою

$$G_\phi = G_d \cdot R = 1,73 \cdot 2,1 = 3,65.$$

Тоді масова витрата пари, що рухається колоною, буде дорівнювати:

$$G_n = G_d \cdot (R + 1) = 1,73 \cdot (2,1 + 1) = 5,4.$$

3.2. ТЕПЛОВИЙ БАЛАНС РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ

На базі рівнянь теплового балансу ректифікаційної колони, як правило, визначають витрату гріючої пари (або іншого теплоносія) та витрату холодоагентів для нормальної роботи теплообмінного обладнання (конденсатора-дефлегматора, холодильників кубової рідини та дистилляту).

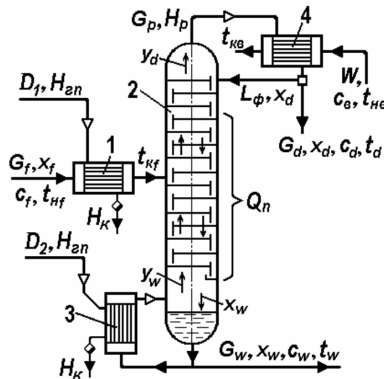


Рис.7. Схема теплових потоків ректифікаційної колони:



1 – теплообмінник - підігрівник; 2 – колона ректифікаційна;
3 – кип'ятильник - випарник; 4 – конденсатор - холодильник.

Кількість підведеного тепла в ректифікаційну колону безперервної дії реалізується через такі масові потоки середовищ:

1. З вихідною сумішшю, що підігрівається до температури кипіння і подається в середню частину колони:

$$Q_1 = D_1(H_{zn} - H_k) + G_f c_f t_{ne}, \quad (19)$$

де D_1 - витрата гріючої пари у підігрівальнику, кг/с;

H_{zn}, H_k - ентальпії гріючої пари й конденсату відповідно, Дж/с.

Оскільки конденсат гріючої пари, як правило, виводять із теплообмінних апаратів за температури конденсації при визначеному тиску, то попереднє рівняння подамо в такому вигляді:

$$Q_1 = D_1 \cdot r_{zn} + G_f c_f t_{ne}. \quad (20)$$

2. З парою, що надходить у колону з кип'ятильника-випарника 3,

$$Q_2 = D_2 \cdot (H_{zn} - H_k) = G_p r_w, \quad (21)$$

або

$$Q_2 = D_2 \cdot r_{zn} = G_d (R + 1) \cdot r_w. \quad (22)$$

3. З флегмою, що подається на верхню тарілку колони,

$$Q_3 = L_\phi c_d t_d = G_d R \cdot c_d r_d. \quad (23)$$

Витрати тепла безпосередньо в ректифікаційній колоні відбуваються за такими потоками:

1. З кубовим залишком, що відводиться внизу колони:

$$Q_4 = G_w c_w t_w. \quad (24)$$

2. З парою, що виводиться з верхньої частини колони в конденсатор:

$$Q_5 = G_p H_p = G_d (R + 1) H_p. \quad (25)$$

3. На відшкодування теплових витрат у навколишнє середовище Q_6 .

Порівнюючи статті приходу і витрат тепла, отримали рівняння теплового балансу ректифікаційної колони:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6. \quad (26)$$



ВИБІР ТЕПЛООБМІННОГО ОБЛАДНАННЯ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ

Основним теплообмінним обладнанням ректифікаційної колони є кип'ятильник-випарник і конденсатор-дефлегматор.

Визначаємо кількість тепла, що потрібне для випаровування кубового залишку в кип'ятильнику:

$$Q_{2zn} = G_d(R+1)r_w = 1,73 \cdot (2,1+1) \cdot 363 = 1946 \text{ (кВм)},$$

де r_w - питома теплота випаровування толуену, $r_w = 363 \text{ кДж/кг}$.

Визначаємо витрату гріючої пари в кип'ятильнику:

$$D_2 = G_d(R+1)r_w / r_{zn} = Q_{2zn} / r_{zn} = 1946 / 2171 = 0,89 \text{ (кг/с або } 3227 \text{ кг/г)},$$

де r_{zn} - питома теплота конденсації гріючої пари, $r_{zn} = 2171 \text{ кДж/кг}$.

Визначаємо теплове навантаження конденсатора за формулою

$$Q_{кх} = G_d(R+1)(H_p + c_p t_p) = G_d(R+1)r_d = 1,73(2,1+1)393,8 = 2112 \text{ (кВм)}$$

де r_d - питома теплота конденсації бензену в холодильнику-конденсаторі, $r_d = 393,8 \text{ кДж/кг}$.

Далі визначаємо витрату холодної води в конденсаторі за формулою

$$W = \frac{G_d(R+1)r_d}{c_6(t_{кв} - t_{нв})} = \frac{Q_{кх}}{c_6(t_{кв} - t_{нв})} = \frac{2112}{4,19(38 - 22)} = 31,5 \text{ (кг/с)},$$

де $c_6 = 4,19$, $t_{кв}$, $t_{нв}$ - початкова та кінцева температури охолоджувальної води, відповідно прийнято $t_{кв} = 38^\circ\text{C}$, $t_{нв} = 22^\circ\text{C}$.

РОЗРАХУНОК ШВИДКОСТІ ПАРИ

Вибір робочої швидкості пари обумовлений багатьма факторами та здійснюється шляхом техніко-економічного розрахунку для кожного конкретного процесу. Для ректифікаційних колон, працюючих у плівковому режимі при атмосферному тиску, робочу швидкість можна приймати на 20-30% нижче швидкості наповнення [5].

Хоча масообмінні насадкові апарати найбільш ефективно працюють у режимі емульгування (режим емульгування – утворення газорідного пінного шару), цей режим є нестійким, і тому при розрахунках діаметра колони обирають робочу швидкість газу:

$$w_p = (0,75 \div 0,9) \cdot w_{сп.}$$



де w_{zp} - гранична швидкість газу, що відповідає режиму

емульгування, її рекомендовано обчислювати за формулою

$$\lg \left[\frac{w_{zp}^2 \partial_n \rho_g}{g \varepsilon^3 \rho_p} \cdot \mu_x^{0.16} \right] = A - 1,75 \cdot \left(\frac{G_\phi}{G_n} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{P_y}{P_x} \right)^{0.125}, \quad (27)$$

де ∂_n - питома поверхня насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ ($\partial_n = 2,5$); ε - вільний об'єм насадки ($\varepsilon = 0,6$), $\text{м}^3/\text{м}^3$; g - прискорення вільного падіння, $\text{м}/\text{с}^2$; ρ_g , ρ_p - густина газу (0,86), та рідини (0,879), відповідно, $\text{кг}/\text{м}^3$; μ_x - в'язкість рідини, МПа ; A - коефіцієнт, який обирається залежно від виду насадки й типу процесу, для насадки з кілець Рашига і спіралей стосовно абсорбції $A=0,022$, для процесу ректифікації $A= - 0,125$.

Режим, в якому як правило експлуатуються насадкові колони, визначається за співвідношенням між фактичною швидкістю газу і швидкістю газу в точці інверсії фаз:

- для плівкового режиму, за якого рідина рухається за шаром насадки та від елемента насадки у вигляді плівки та крапель, а взаємодія між фазами відбувається на поверхні змочених елементів насадки, при цьому $w_g \leq 0,45 \cdot w_{zp}$;

- для режиму підвісання, що спостерігається при струминно-плівковому русі рідини, взаємодія між фазами відбувається на поверхні плівки й струменів у точках контакту рідини з окремими елементами насадки, при цьому $0,45 \cdot w_{zp} \leq w_g \leq 0,85 w_{zp}$;

- для режиму емульгування і турбулентного руху фаз, за якого рідина все в більшій кількості утримується висхідним потоком газу і взаємодія між фазами відбувається у шарі піни та на поверхні турбулізованої плівки, $0,85 \cdot w_{zp} \leq w_g \leq w_{zp}$;

Оскільки відношення L/G та фізичні властивості фаз у верхній та нижній частинах колони різні, визначимо швидкості наповнення для кожної частини окремо.

Знайдемо щільності рідини ρ_{xv} і ρ_{xn} та пари ρ_{yv} і ρ_{yn} у верхній та нижній частинах колони при середніх температурах у них t_g та t_n .

Середні температури парів визначаємо за діаграмою $t - x$, у,

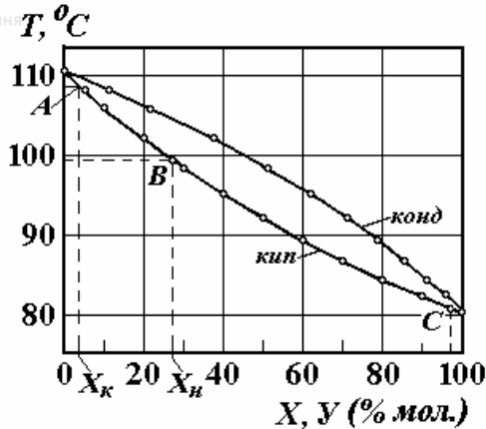


Рис.8. Залежність значення температури кипіння рідини і конденсації пари від складу рідкої та парової фаз (діаграма $t - X, Y$)

t_6 та $t_n = 102^\circ\text{C}$ та $t_6 = 89^\circ\text{C}$.

Далі знаходимо щільність пари у верхній та нижній частинах колони

$$p_{\text{ув}} = \frac{M_B^*}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_B}; \quad (28)$$

$$p_{\text{ун}} = \frac{M_H^*}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_H}, \quad (29)$$

де M_H^* та M_B^* - мольні маси парової фази у верхній та нижній частинах колони відповідно, і визначаються за формулами

$$M_H^* = M_B \cdot y_{\text{ср.н}} + M_T(1 - y_{\text{ср.н}}); \quad (30)$$

$$M_B^* = M_B \cdot y_{\text{ср.в}} + M_T(1 - y_{\text{ср.в}}), \quad (31)$$

де $y_{\text{ср.н}}$ та $y_{\text{ср.в}}$ - значення парової фази у верхній та нижній частинах колони відповідно, та визначаються за формулою

$$y_{\text{ср.в}} = \frac{y_P + y_F}{2} = \frac{0,983 + 0,58}{2} = 0,78;$$

$$y_{\text{ср.н}} = \frac{y_F + y_W}{2} = \frac{0,58 + 0,02}{2} = 0,3,$$



де Y_F, Y_W, Y_P - мольні концентрації компонентів у паровій фазі, які визначають з рис.6.

Тоді M_H^* та M_B^* будуть дорівнювати:

$$M_H^* = 78 \cdot 0,3 + 92 \cdot (1 - 0,3) = 87,8 (\text{кг} / \text{моль});$$

$$M_B^* = 78 \cdot 0,78 + 92 \cdot (1 - 0,78) = 81,1 (\text{кг} / \text{моль}).$$

Отже:

$$P_{ув} = \frac{81,1 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 89)} = 2,73 (\text{кг} / \text{м}^3);$$

$$P_{ун} = \frac{87,8 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 102)} = 2,85 (\text{кг} / \text{м}^3).$$

Густина рідких бензену та толуену близькі, тому можна прийняти, що $P_{ув} = P_{ун}$.

В'язкість рідких сумішей $\mu_{\bar{o}}$ находимо за рівнянням

$$\lg \mu_x = x_{cp} \lg \mu_{\bar{o}} + (1 - x_{cp}) \lg \mu_T, \quad (32)$$

де $\mu_{\bar{o}}$ та μ_T - в'язкості рідких бензену (0,271) та толуену (0,301).

Тоді в'язкість рідини у верхній та нижній частині колони відповідно рівна:

$$\lg \mu_{x.в} = 0,686 \lg 0,297 + (1 - 0,686) \lg 0,301;$$

$$\lg \mu_{x.н} = 0,204 \lg 0,261 + (1 - 0,204) \lg 0,271;$$

$$\mu_{x.в} = 0,298 \text{ мПа} \cdot \text{с}; \quad \mu_{x.н} = 0,269 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Далі розраховуємо граничну швидкість газу, за якої наступає режим інверсії фаз, за формулою (27)

$$\lg \left[\frac{w_{sp}^2 \cdot 2,5 \cdot 0,879}{9,8 \cdot 0,6^3 \cdot 0,86} \cdot (0,261)^{0,16} \right] = -0,125 - 1,75 \left[\left(\frac{3,65}{5,4} \right)^{0,25} \times \left(\frac{0,86}{0,879} \right)^{0,125} \right].$$

звідси $w_{n.p.} = 4,7 \text{ м} / \text{с}$, тоді робоча швидкість газу:

$$w_p = (0,75 \div 0,9) \cdot 4,7 = 3,76 (\text{м} / \text{с});$$

$$w_p = w_2.$$

Оскільки $2,1 \leq 3,76 \leq 3,9$, то експлуатація насадкових колон відноситься до режиму підвисання.

Динамічний коефіцієнт в'язкості рідини у верхній і нижній частинах колони, та адитивність даної властивості, знайдемо за формулою:

$$\mu_{x.в} = (x_{cp.в} \cdot \lg \mu_{1.в}) * ((1 - x_{cp.в}) \cdot \lg \mu_{2.в}), \quad (36)$$



$$\mu_{x,n} = (x_{cp,n} \cdot \lg \mu_{1,n}) * ((1 - x_{cp,n}) \cdot \lg \mu_{2,n}), \quad (37)$$

де $x_{cp,v}$, $x_{cp,n}$ - середній молярний склад рідин у верхній і нижній частинах колони, $\frac{\text{кмоль} \cdot \text{к}}{\text{кмоль} \cdot \text{см}}$; μ_1 і μ_2 - динамічні коефіцієнти в'язкості толуену та бензену відповідно. Вони залежать від температури і визначаються з залежностей

$$\mu_1(t) = 0,0179 \cdot \exp\left(\frac{846}{t + 273}\right),$$

$$\mu_2(t) = 0,0074 \cdot \exp\left(\frac{1279}{t + 273}\right).$$

Температури були знайдено раніше:

$$t_{p,cp,v} = 57,171 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ при } x_{cp,v} = 0,44 \frac{\text{кмоль} \cdot \text{к}}{\text{кмоль} \cdot \text{см}},$$

$$t_{p,cp,n} = 62,472 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ при } x_{cp,n} = 0,101 \frac{\text{кмоль} \cdot \text{к}}{\text{кмоль} \cdot \text{см}}.$$

Для розрахунку за варіантом слід приймати

$$t_{p,cp,v} = 55 + \left(\frac{n}{2}\right) ^\circ\text{C}, \quad t_{p,cp,n} = 61 + \left(\frac{n}{2}\right) ^\circ\text{C}.$$

де n - остання цифра номеру залікової книжки.

Тоді,

$$\mu_{1,v} = 0,0179 \cdot \exp\left(\frac{846}{57,171 + 273}\right) = 0,232 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_{1,n} = 0,0179 \cdot \exp\left(\frac{846}{62,472 + 273}\right) = 0,223 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_{2,v} = 0,0074 \cdot \exp\left(\frac{1279}{57,147 + 273}\right) = 0,356 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_{2,n} = 0,0074 \cdot \exp\left(\frac{1279}{62,472 + 273}\right) = 0,335 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Для визначення динамічного коефіцієнту в'язкості рідини у верхній і нижніх частинах колони необхідно визначити середній молярний склад рідини у верхній і нижній частинах колони відповідно:

$$x_{cp,v} = \frac{x_p + x_F}{2} = \frac{0,98 + 0,35}{2} = 0,665 \left(\frac{\text{кмоль} \cdot \text{к}}{\text{кмоль} \cdot \text{см}}\right),$$

$$x_{cp,n} = \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0,35 + 0,017}{2} = 0,183 \left(\frac{\text{кмоль} \cdot \text{к}}{\text{кмоль} \cdot \text{см}}\right).$$



Далі визначаємо середню концентрацію легколетючого компонента (пари) у верхній і нижній частинах колони в масових частках:

$$\bar{x}_{cp,в} = \frac{M_B \cdot x_{cp,в}}{M_B \cdot x_{cp,в} + M_T \cdot (1 - x_{cp,в})} = \frac{78 \cdot 0,665}{78 \cdot 0,665 + 92 \cdot (1 - 0,665)} = 0,63 \left(\frac{кг \cdot К}{кг \cdot СМ} \right);$$

$$\bar{x}_{cp,н} = \frac{M_B \cdot x_{cp,н}}{M_B \cdot x_{cp,н} + M_T \cdot (1 - x_{cp,н})} = \frac{78 \cdot 0,183}{78 \cdot 0,183 + 92 \cdot (1 - 0,183)} = 0,16 \left(\frac{кг \cdot К}{кг \cdot СМ} \right).$$

Згідно (36) та (37) отримаємо:

$$\mu_{x,в} = (0,665 \lg 0,232) * (0,561 \lg 0,356) = 0,295 (мПа \cdot с)$$

$$\mu_{x,н} = (0,183 \lg 0,223) * (0,8991 \lg 0,335) = 0,321 (мПа \cdot с)$$

Максимально допустима швидкість пари у верхній частині колони:

$$\omega_{max,в} = c_{max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{y,в} - \rho_{y,н}}{\rho_{y,в}}} = 0,0548 \cdot \sqrt{\frac{11,2 - 10,5}{11,2}} = 0,0137 (м/с).$$

Максимально допустима швидкість пари у нижній частині колони:

$$\omega_{max,н} = c_{max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{y,в} - \rho_{y,н}}{\rho_{y,н}}} = 0,0529 \cdot \sqrt{\frac{11,2 - 10,5}{10,5}} = 0,0126 (м/с).$$

Дійсні робочі швидкості парів:

$$\omega_в = \omega_{max,в} \cdot (d_в / d)^2 = 0,0137 \cdot (1,38 / 1)^2 = 0,026 (м/с);$$

$$\omega_н = \omega_{max,н} \cdot (d_н / d)^2 = 0,0126 \cdot (1,56 / 1)^2 = 0,03 (м/с).$$



4. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ

Процес ректифікації широко використовується в багатьох галузях промисловості в нашій країні і за кордоном: харчовій, хімічній, нафтохімічній, парфюмерно-косметичній тощо. Ректифікація є заключним і найважливішим процесом у виробництві харчового, гідролізного, синтетичного етилового спирту [1]. Математичні моделі, які досить повно і адекватно описують процес ректифікації багатокомпонентних сумішей, дозволяють оптимізувати режими роботи, удосконалити існуючі апарати, технологічні схеми, а також розробити нові схеми ректифікації. Більшість математичних моделей ректифікації є детермінованими моделями, розробленими для стаціонарних (статичних) процесів. Моделі, що описують динаміку процесу, використовуються для моделювання перехідних процесів, а також для систем управління технологічними процесами. Математичний опис статичної ректифікації включає, як правило, рівняння компонентного матеріального балансу, теплового (ентальпійного) балансу, умов паро-рідинної рівноваги на кожній тарілці [2].

Для розв'язання системи рівнянь, що описують процес ректифікації, використовуються різні методи: тарілочний, θ -метод, Ньютона - Рафсона і його модифікації [2] тощо. У математичних моделях процесу ректифікації часто використовується припущення про двокомпонентність сумішей, оскільки домішки містяться в розчині в незначних концентраціях. Інше припущення полягає в тому, що домішки на тарілках колон розглядаються як нескінченно розбавлені у розчині; коефіцієнти випаровування домішок не залежать від концентрації як даної домішки, так і інших домішок в суміші, а залежать тільки від концентрації основної речовини у розчині [5]. Однак такий підхід неприйнятний для розрахунку колон, де компоненти присутні в значних концентраціях: спиртових і сивушних колонах у виробництві харчового спирту; спиртових, метанольних, фур-фурольних колон в гідролізному виробництві; колон для концентрування і разгонки ефіро-альдегідної і сивушної фракції, в колонах для очищення синтетичного спирту. Такий підхід також неприйнятний для більшості колон, що використовуються в хімічній промисловості.



Конфігурація ректифікаційної колони показана на рис. 9. Колона може мати будь-яке число тарілок, введів живлення, будь-яке число відборів з тарілок як з рідкої, так і парової фази рис.10. Передбачено як закритий обігрів водяною паром через кип'ятильник, так і відкритий обігрів гострою паром, а також комбінований обігрів. Кип'ятильник (випарник) разом з кубом позначений як тарілка з порядковим номером $n = 1$. Дефлегматор ($n = N$) може бути парціальним (з частковою конденсацією парів) або повним. Колона може мати конденсатор для повної конденсації парів, які не сконденсувалися в дефлегматорі (рис.10).

Математичний опис колони складатиметься з рівнянь матеріального балансу, теплового (ентальпійного) балансу та умов паро-рідинної рівноваги на кожній тарілці. Незалежними змінними є компонентні молярні потоки в рідкій і в паровій фазі, а також температура на тарілках колони.

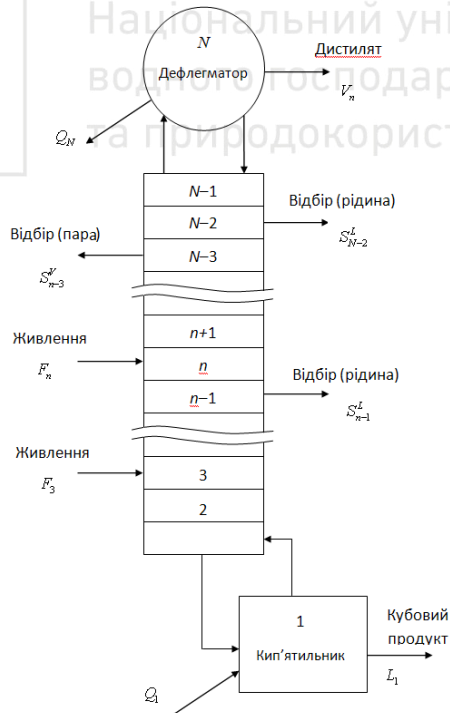


Рис. 9. Схема ректифікаційної колони



Рівняння матеріального балансу на кожній внутрішній тарілці n (крім першої та останньої) для кожного компонента мають вигляд:

$$F_{ni}^1 = v_{n-1,i} + l_{n+1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni}, \quad (38)$$

де F_{ni}^1 - функція матеріального балансу на n -й тарілці, l_{ni} і v_{ni} - відповідно рідинні і парові потоки компонента на тарілці n , які залишаються після бічних відборів; f_{ni} - потік живлення i -го компонента на n -у тарілку; S_n^L - загальний відбір суміші у рідкій фазі з n -ої тарілки; S_n^V - загальний відбір суміші в паровій фазі з n -й тарілки.

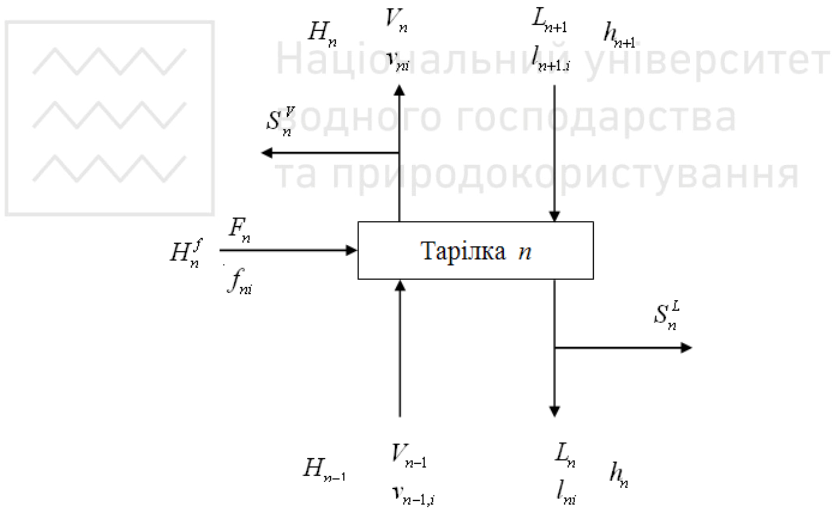


Рис. 10. Позначення вхідних і вихідних потоків на довільній тарілці ректифікаційної колони

Рівняння для I -ої (куба) і N -ої (дефлегматора) тарілок відрізняються від наведених, так як відповідно відсутній вхід пари з попередньої тарілки і вхід пари з наступної тарілки:

$$F_{ni}^1 = l_{n+1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni} \quad (\text{для } n = 1), \quad (39)$$



$$F_{ni}^1 = v_{n-1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni} \quad (\text{для } n = N). \quad (40)$$

Число рівнянь матеріального балансу рівне NM .

Рівняння теплового (ентальпійного) балансу суміші на кожній внутрішній тарілці n має вигляд

$$F_n^2 = H_{n-1} + h_{n+1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n, \quad (\text{для } n = 2, \dots, N-1), \quad (41)$$

де h - загальний потік ентальпії в рідкій фазі на тарілці; H - загальний потік ентальпії в паровій фазі на тарілці.

Рівняння теплового балансу для першої і останньої тарілок.

Для 1-ої тарілки з врахуванням подачі теплоти, рівняння теплового балансу має вигляд:

$$F_n^2 = h_{n+1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n + Q_1 \quad (\text{для } n = 1). \quad (42)$$

Для N -ої тарілки з врахуванням відводу теплоти рівняння теплового балансу має вигляд

$$F_n^2 = H_{n-1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n - Q_N \quad (\text{для } n = N). \quad (43)$$

Число рівнянь теплового балансу одне N .

Рівняння, що описують умови рівноваги, для кожного компонента i

$$F_{ni}^3 = \frac{\eta_{ni} K_{ni} V_n l_{ni}}{L_n} - v_{ni} + \frac{(1 - \eta_{ni}) v_{n-1,i} V_n}{V_{n-1}} \quad \text{для } n = 2, \dots, N, \quad (44)$$

$$F_{ni}^3 = \frac{\eta_{ni} K_{ni} V_n l_{ni}}{L_n} - v_{ni} \quad \text{для } n = 1. \quad (45)$$

Рівняння (44) і (45) були виведені з рівняння для визначення ефективності тарілки по Мерфі.

Інші крайові умови.

При використанні рівнянь теплового балансу (42) і (43) для 1-ої і N -ої тарілок необхідно задати в вихідних даних для розрахунку значення витрат теплоти. Проте необхідно мати витрати теплоти гріючої пари, відводу теплоти і охолоджуючої води, але дані параметри невідомі, тому в деяких випадках зручніше замість рівнянь теплового балансу для 1-ої і N -ої тарілок використовувати

інші рівняння. Після розрахунку колони невідомі змінні, що входять в рівняння (39) і (40), стають відомими і тоді ці рівняння використовуються для обчислення i . Замість рівнянь теплового балансу для I -ої і N -ї тарілок були використані спеціальні рівняння (47) - (48) для опису крайових умов колони.

Наведемо деякі варіанти використовуваних рівнянь.

1. Завдання змісту ключового компонента в кубовому залишку та вмісту ключового компонента в дистилляті. У цьому випадку використовували такі рівняння:

перше рівняння

$$F_1^2 = l_{1k} - L_1 x_{1k}, \quad (47)$$

де $x_{1k} = \text{const}$;

друге рівняння

$$F_N^2 = v_{Nk} - V_{Nk} y_{Nk}, \quad (48)$$

де $y_{Nk} = \text{const}$.

2. Завдання вмісту ключового компонента в кубовому продукті та флегмового числа R :

перше рівняння - (47);

друге рівняння $F_N^2 = RV_N - L_N,$ (49)

де $R = \text{const}$.

3. Завдання вмісту ключового компонента в кубовому продукті та відбору дистилляту D : перше рівняння - (47);

друге рівняння $F_N^2 = \sum_{i=1}^M l_{Ni} - D,$ (50)

де $D = V_N = \text{const}$.

Було використано також комбінування рівняння теплового балансу для I -ої або N -ої тарілки і одного зі спеціальних рівнянь. Так як кожна колона має свою специфіку, для конкретної колони розроблялися відповідні крайові умови.



5. АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ

Одноконтурне регулювання ректифікаційною колоною

Показником ефективності регулювання ректифікаційною колоною є склад цільового продукту. Залежно від технологічних властивостей цільовим продуктом може бути як дистилат, так і кубовий залишок.

Мета керування – підтримувати концентрацію цільового продукту на заданому рівні.

Розглянемо принципи автоматизації процесу ректифікації на прикладі тарілчатої ректифікаційної колони, призначеної для розділення бінарної суміші (наприклад бензену-толуену), яка складається з теплообмінника 1 для підігрівання свіжого розчину, колони 2, дефлегматора 3 і виносного кип'ятильника 4 (рис. 11).

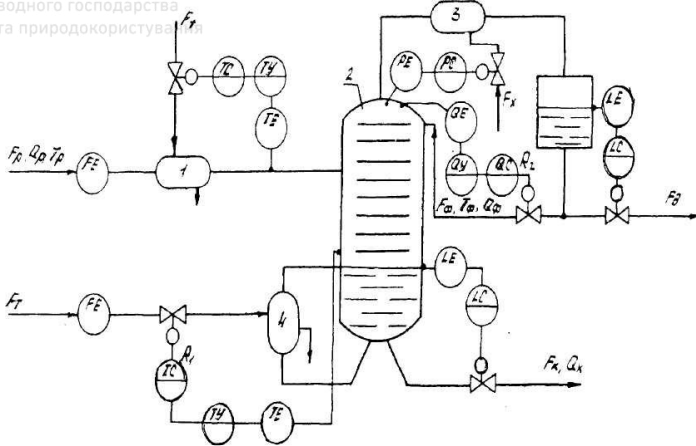
Оскільки затрати на ректифікацію є однією з найістотніших складових у собівартості продукції, задача автоматизації зводиться до задачі оптимального керування. Залежно від призначення ректифікаційної колони використовують різні критерії оптимальності:

- мінімізацію енергозатрат на отримання цільового продукту заданої концентрації при обмеженні на продуктивності;
- максимізацію продуктивності за цільовим продуктом при обмеженні на його склад та енергозатрати.

Оскільки свіжий розчин надходить у ректифікаційну колону з попередніх апаратів технологічної лінії, коливання витрати F_p , складу Q_p та температури T_p є основними збуреннями в процесі ректифікації. До можливих джерел збурень належать також ентальпія теплоносія (пари) та холодоносія, а також втрати теплоти в навколишнє середовище. Із перелічених збурень стабілізують лише температуру; витрату свіжого розчину, контролюють, як правило, постійно. За наявності автоматичних аналізаторів контролюють також склад цільової речовини в свіжому розчині.

До регулюючих впливів належать витрата теплоносія F_T , холодоносія F_x , дистилату F_d , кубового залишку F_k , флегми F_ϕ , та інертних газів F_i .

Концентрації цільового продукту в дистилаті Q_d та в кубовому залишку Q_k , рівень останнього L_k і флегмової ємності L_ϕ , а також температура T_i і тиск P в колоні є вихідними координатами процесу.



**Рис. 11. Схема одноконтурного регулювання
ректифікаційною колоною**

Розглянемо можливості регулювання режимних параметрів верхньої (закріплюючої) частини ректифікаційної колони. Аналіз процесу ректифікації показує, що концентрація Q цільового продукту визначається концентрацією низькокиплячого компонента Q_K , температурою кипіння рідини T та тиском парів над рідиною P . Тиск P легко стабілізувати зміною витрати пари з колони. При цьому, як правило, регулюючий орган встановлений на лінії подавання холодоносія в дефлегматор. Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна для підтримування не лише нормального гідродинамічного режиму колони, а й підтримування заданого складу цільового продукту. Концентрацію Q в парах верхньої частини регулюють зміною витрати флегми. При цьому регулюючий орган може бути встановлений як на лінії флегми, так і на лінії дистилляту. Якість регулювання цих параметрів залежить від складу та швидкості парів, які рухаються з нижньої (вичерпної) частини колони, тиску, температури та складу рідини в кубі колони.

Регулюючі впливи в нижній частині колони можуть викликатися зміною витрати кубового залишку та теплоносія, який подається в теплообмінник. Якщо враховувати, що витрату залишку доцільно використовувати для підтримування матеріального балансу колони,



то єдиним регулюючим впливом при регулюванні температури є зміна витрати теплоносія, який надходить на кип'ятильник.

Таким чином, якщо цільовим продуктом є дистилат, то для досягнення мети керування доцільно регулювати такі технологічні параметри: температуру свіжого розчину на вході в колону та температуру розчину в нижній частині колони шляхом впливу на витрату теплоносія відповідно підігрівника та кип'ятильника; тиск у верхній частині зміною витрати холодоносія; концентрацію цільового продукту впливом на витрату флегми, а також рівень рідини в кубі та флегмовій ємкості. Схему регулювання процесом ректифікації за допомогою одноконтурної АСР показано на рис. 10.

Незважаючи на простоту, одноконтурне регулювання має також недоліки. Так, стабілізація витрати гріючої пари без врахування реальної обставини в системі звичайно призводить до перевитрати пари, оскільки регулятору R_1 встановлюється з врахуванням можливих коливань ентальпії гріючої пари, переохолодження флегми та інших впливів.

Відсутність компенсуючих впливів за збуреннями з боку живлення призводить до великих динамічних похибок регулювання складом продуктів, оскільки регулятор R_2 одержить сигнал про відхилення регульованої координати лише після того, як зміниться склад рідини по всій колоні.

Для поліпшення якості регулювання процесом ректифікації використовують багатоконтурні АСР, допоміжними координатами яких є збурюючі фактори.



6. РОЗРАХУНОК ПЕРЕДАВАЛЬНОЇ ФУНКЦІЇ ОБ'ЄКТА УПРАВЛІННЯ

Експериментально знята крива розгону процесу ректифікації зображена на рис.11. Для запису перехідної функції та визначення необхідного закону необхідно побудувати розрахункову криву розгону визначивши з неї основні сталі.

Для розрахунку вихідними даними є:

- експериментально знята крива розгону (рис.11);
- величина вхідного впливу v в безрозмірній формі ($7200+n$).



**Рис.11. Крива розгону процесу ректифікації
бінарної суміші**

Даний об'єкт управління самовирівнюванням, аперіодичної ланки першого порядку.

Далі, з кривої розгону процесу ректифікації бінарної суміші (рис.11) визначаємо коефіцієнти час запізнення (τ_o) і час регулювання T_o :

Визначаємо за графіком значення: y_1, y_0

$$y_1 = 51, y_2 = 55, y_0 = 21;$$

$$\Delta y = 51 - 21 = 30,$$

де y_1 - значення регульованої величини, відповідне нового стану рівноваги 51.

де y_0 - значення регульованої величини, відповідне початкового стану рівноваги 21.



Для визначення T_0 розрахуємо $y_2, y_3; t_1, t_2$ за формулами

$$T_0 = \frac{T_2 \cdot 3600}{v} = \frac{9 \cdot 3600}{7200} = 4,5 (c).$$

Відповідно для отримання значень t_1, t_2 скористаємось формулами

$$t_1 = \frac{T_1}{v} \cdot 3600 = \frac{0}{7200} \cdot 3600 = 0 (c);$$

$$t_2 = \frac{T_2}{v} \cdot 3600 = \frac{9}{7200} \cdot 3600 = 4,5 (c).$$

Розраховуємо час запізнення:

$$\tau_0 = \frac{T_0 \cdot 3600}{v} = \frac{4,5 \cdot 3600}{7200} = 2 (c).$$

Для визначення коефіцієнта K_0 , розрахуємо:

$$\Delta\varphi = \frac{y_1 - y_0}{y_0} = \frac{55 - 21}{21} = 1,62.$$

Відповідно до отриманих значеннями розрахуємо K_0 :

$$K_0 = \frac{\Delta\varphi}{\Delta\mu} = \frac{1,62}{0,44} = 3,68.$$

Перевіряємо достовірність знайдених коефіцієнтів на графіку дослідної кривої, будуюмо розрахункову криву, обчислюючи її точки за рівнянням

$$y_t = \left[K_0 \cdot \Delta\mu \cdot (1 - e^{-\frac{t}{T_0}}) \right] \cdot y_0 + y_0;$$

де t -поточний час.

Розрахуємо значення y :

$$y_{(0)} = y_0 = 21$$

$$y_t = \left[K_0 \cdot \Delta\mu \cdot (1 - e^{-\frac{t}{T_0}}) \right] \cdot y_0 + y_0 = [3,68 \cdot 0,44 \cdot (1 - 1,5)] \cdot 21 + 21 = 39,9.$$

Решта розрахунків точок по осі y виконуються аналогічно і заносяться в таблицю:

Таблиця 1

t	0	4,5	9	14	19	24	29
y	21	42,7	50,25	53,3	54,3	54,6	54,9

Побудуємо розрахункову криву розгону за результатами розрахунку представлених у таблиці (рис.12).

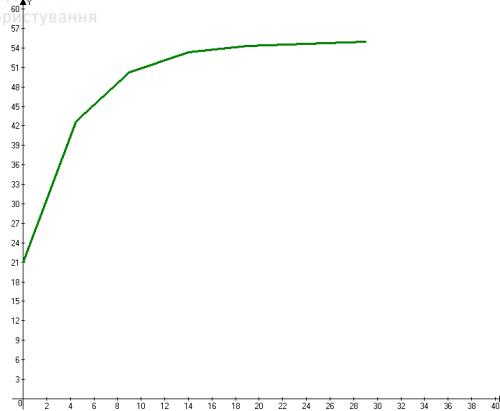
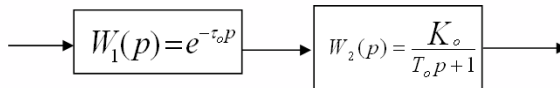


Рис.12. Розрахункова крива розгону

Висновок: За результатами побудови видно, що розрахункова крива збігається з досліджуваною, тому вважаємо, що коефіцієнти передавальної функції об'єкта визначені вірно.

Далі, для визначення передаточної функції, запишемо диференціальне рівняння, підставляючи отриманні коефіцієнти:

$$T_0 \frac{d\varphi}{dt} + \varphi(t) = K_0 \mu(t - \tau_i) = 4,5 \frac{d\varphi}{dt} + \varphi(t) = 3,68 \mu(t - 2)$$



$$W_o(p) = \frac{K_o e^{-\tau_o p}}{T_o p + 1} = \frac{3,68 \times e^{-2p}}{4,5p + 1}$$

2.2 Вибір регулятора і розрахунок його налаштувань

При виборі регулятора в першу чергу вибирається:

- Тип перехідного процесу.
 - Закон регулювання.
 - Проводиться розрахунок налаштувань регулятора.
- На підставі вище викладеного вибирається сам регулятор.
Вибір типового перехідного процесу.



Перехідний процес вибирається відповідно до вимог технологічного регламенту та до якості процесу регулювання. У даній розрахунковій роботі умовою якості процесу регулювання є регулювання допустиме зі статичної похибкою, але з мінімальним часом перехідного процесу.

У зв'язку з цим, процес є аперіодичний. Він характеризується мінімальним часом регулювання, але має найбільшу динамічну похибку. Вибір закону регулювання залежить від якості роботи САУ. П-регулятор застосовується, коли допускається великий час регулювання, або зі статичною похибкою.

Вибір проводиться відповідно до якості регулювання до переваг і недоліків законів регулювання:

$$\frac{\tau_0}{T_0} = \frac{2}{4,5} = 0,4 < 1$$

Регулятор аналогового дії.

Після вибору перехідного процесу і закону регулювання розраховуються настройки регулятора, використовуючи формули, які підходять під даний перехідний процес і закон регулювання.

ПІ-регулятор:

$$K_p = \frac{0,6}{K_o \cdot \tau_o / T_0} = \frac{0,6}{3,68 \cdot 2 / 4,5} = 0,37.$$

Час інтегрування T_i :

$$T_i = 0,8\tau_{об} + 0,5T_{об} = 0,8 \cdot 2 + 0,5 = 2,6 \text{ (с)}.$$

П-регулятор:

Коефіцієнт K_p :

$$K_p = \frac{0,3}{K_o \cdot \tau_o / T_0} = \frac{0,3}{3,68 \cdot 2 / 4,5} = 0,18 \cdot$$

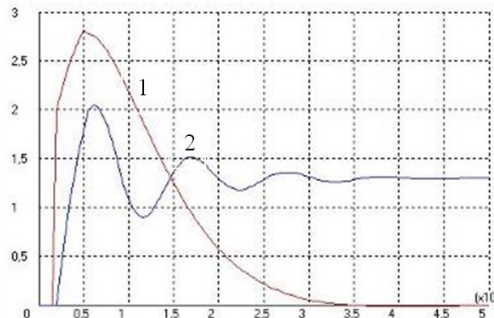


Рис.13. Графіки перехідних процесів з П та ПІ регуляторами



За отриманими результатами, з графіків перехідних процесів II та III регуляторів (рис.13), будемо таблицю для вибору найбільш відповідного регулятора:

Таблиця 2

Параметри САК	Настройки регулятора			Тип перехідного процесу	Параметри процесу			
	Коефіцієнт підсилення	Час інтегрування	Час диференціювання		Час регулювання	Динамічна похибка	Статична похибка	Колівальність
САК с П регулятором	0,5	-	-	Аперіодичний перехідний процес	86	2,47	1,29	21
САК с Пі регулятором	0,1	36	-		25	2,99	0	0

Висновок: За результатами порівняння вибрано перехідний процес САУ з ПІ - регулятором тому П і ПІ-регуляторів час регулювання різне $T_{p1} = 25$ (с), $T_{p2} = 86$ (с). Вибираємо ПІ закон регулювання

**7. РЕЗУЛЬТАТИ РОЗРАХУНКІВ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ
БІНАРНОЇ СУМІШІ БЕНЗЕН-ТОЛУЕН****ВАРІАНТ: ПРИКЛАД**

Матеріальний баланс колони	G_d	продуктивність колони щодо цільового продукту – дистилляту	1,73
	G_w	продуктивність колони щодо кубового залишку	3,3
	W	витрата кубової рідини	3,27
	P	витрата дистилляту	1,73
	x_F	мольні концентрації компонентів для вихідної суміші	0,388
	x_p	мольні концентрації компонентів для дистилляту	0,983
	x_w	мольні концентрації компонентів для кубового залишку	0,218
	R_{\min}	величина мінімального флегмового числа:	1,68
	R	робоче флегмове число	2,1
	F_m	мольне число живлення ректифікаційної колони	4,5
	G_ϕ	витрату флегми	3,65
Тепловий баланс ректифікаційної колони	$Q_{2,zn}$	кількість тепла, що потрібне для випаровування кубового залишку в кип'ятильнику	1946 кВт
	D_2	витрату гріючої пари в кип'ятильнику	0,89
	Q_{cx}	теплове навантаження конденсатора	2112 кВт
	W	витрату холодної води в конденсаторі	31,5 кг/с
Гідравлічні та технологічні розрахунки	M_B^*	мольна маса парової фази у верхній частині колони	87,8 кг/моль
	M_H^*	мольна маса парової фази у нижній частині колони	81,1 кг/моль

	$\rho_{ун}$	щільність пари у та нижній частинах колони	2,85 кг/м ³
	$\rho_{ув}$	щільність пари у та верхній частинах колони	2,73 кг/м ³
	$\mu_{x.в}$	в'язкість рідини у верхній частині колони	0,298 мПа*с
	$\mu_{x.н}$	в'язкість рідини у нижній частині колони	0,269 мПа*с
	$w_{n.н}$	гранична швидкість парів у нижній частинах колони	1,11 м/с
	$w_{n.в}$	гранична швидкість парів у верхній частинах колони	1,37 м/с
	ω_B	дійсні робочі швидкості парів у верхній частині колони	1,02 м/с
	ω_H	дійсні робочі швидкості парів у нижній частині колони	1,06
Автоматизація процесу ректифікації		Тип вибраного закону регулювання	ПІ



9. ЛІТЕРАТУРА

1. Логінов О.В. Процеси та апарати хімічних і харчових виробництв / О.В. Логінов, Н.М. Подгорнова, І.М. Болгова ; Воронеж. держ. технолог. акад. Воронеж, 2003. - 264 с..
2. Касаткін А. Г. Розрахунок тарілчастих ректифікаційних та абсорбційних апаратів / Касаткін А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С; Москва, 1961.
3. Коган В. Б. Рівновага між рідиною та парою / Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В.; Кн. 1—2. М.—Л., Наука, 1966. 640 - 786 с.
4. Ректифікаційні та абсорбційні апарати / [упоряд. Александров И.А.]. – М., Хімія, 1978 – ч. 3. – 280 с.
5. Математическая модель фазового равновесия пар – жидкость многокомпонентных систем спиртовых производств / Артеменко В.И. Материалы Междунар. научн.-практ. конф. "Перспективы развития технологии и техники бродильных производств". – Воронеж, 2005. – С. 74–80.
6. Іоффе І.Л. Проектування процесів і апаратів хімічної технології / Ілля Леонідович Іоффе. – Л.: Хімія, 1991. – 352 с.
7. Павлов К. Ф. Приклади та задачі по курсу процесів та апаратів хімічної промисловості / Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. – Л., Хімія, 1976. – 552 с.
8. Ромм В. М. Абсорбція газів/ Володимир Миколайович Ромм – М., Химия. 1976 – 654 с.
9. Александров І. О. Масопередача при ректифікації та абсорбції багатокомпонентних систем/ Іван Олександрович Александров. – М., Хімія. 1975. – 319 с.
10. Дитнерский Ю.І. Основні процеси і апарати хімічної технології: Підручник по проектування/ Юрій Іванович Дитнерський.- М.: Хімія, 1991. – 496 с.
11. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв: навч. посіб. / Андрій Петрович Врагов. — Суми : Університетська книга, 2007. — 284 с.

