

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет
Кафедра комп'ютерних наук
Секція комп'ютеризованих систем управління

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Зав. кафедри КН

_____ А. С. Довбиш

“ ____ “ _____ 2020 р.

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА МАГІСТРА

зі спеціальності 151- Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
на тему: "Система керування процесом ректифікації спирту"

Керівник роботи

к.т.н., доцент

Кулінченко Г.В

Дипломник

студент гр. СУ.м-91

Дударенко В.О

Суми – 2020

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет
Кафедра комп'ютерних наук
Секція комп'ютеризованих систем управління

ЗАТВЕРДЖУЮ

Зав. кафедри

_____ Довбиш А. С.

“ ____ “ _____ “ 2020р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську роботу студенту

Дударенко Вадим Олександрович

- 1 Тема проекту: Система керування процесом ректифікації спирту
Затверджено наказом ректора університету № ____ від . .2020 р.
- 2 Термін здавання студентом закінченого проекту « » ____ 2020 р.
- 3 Вихідні дані до проекту: звіт з переддипломної практики, наукові публікації, статті, технічна документація та перелік літературних джерел з матеріалами опису технологічного процесу відповідної установки.
- 4 Перелік графічних матеріалів:
А) Схема моделювання об'єкта керування

5 Календарний план проектування

Номер етапу	Зміст етапу проектування	Термін виконання (початок - кінець)
1	Аналіз завдання кафедри. Підбір та аналіз літератури	
2	Розгляд загальних технологічних питань	
3	Опанувати засоби оптимізації та моделювання, розробку критерія керування	
4	Розроблення пояснювальної записки	
5	Розробка математичної моделі в середовищі MATLAB	
6	Вирішення питання охорони праці	
7	Технічне оформлення проекту. Здавання проекту керівнику	

6 Дата видачі завдання “ “ ____ 2020 р.

Керівник проекту:

К. Т. Н., доцент

Кулінченко Г.В

До виконання прийняв:

студент-дипломник групи СУ.м-91 Дударенко

В.О.

РЕФЕРАТ

Дударенко Вадим Олександрович. Система керування процесом ректифікації спирту. Магістерська робота. Сумський державний університет. Суми, 2020. Проект містить 43 сторінки пояснювальної записки, 26 рисунків.

Приведений опис процесу ректифікації спирту; фактори, що впливають на отримання концентрації високої якості; математична модель процесу; здійснено ідентифікацію параметрів регулювання, а також розроблена математична модель об'єкту керування.

ABSTRACT

Dudarenko Vadym Olexandrovich. Control system for alcohol rectification process. Master research work. Sumy State University. Sumy, 2020. The project contains 43 pages, 26 figures. Literary sources were used during the diploma project. The explanatory note describes the process of rectification of alcohol, the parameters that affect the production of high quality products, the mathematical model of the process, the identification of control parameters, developed a mathematical model.

ЗМІСТ:

ВСТУП.....	
1. ПРОЦЕС РЕКТИФІКАЦІЇ ЯК ОБЄКТ РЕГУЛЮВАННЯ.....	
2. ФУНКЦІОНАЛЬНІ ЗАВДАННЯ.....	
4. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ СПИРТУ...	
5. ІДЕНТИФІКАЦІЯ ОБЄКТУ КЕРУВАННЯ	
6. РЕАЛІЗАЦІЯ МОДЕЛІ В МАТЛАБ.....	
7. СЕРЕДОВИЩЕ ПРОГРАМУВАННЯ.....	
ВИСНОВКИ.....	
ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ІНФОРМАЦІЇ.....	

СПИСОК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

БРУ – брагоректифікаційна установка

АСР – автоматична система регулювання

АСУТП – автоматична система управління технологічним процесом

БК – бражна колона

ЕК – епюраційна колона

РК – ректифікаційна колона

ПЛК – програмуємо логічний контролер

МБ – матеріальний баланс

ТБ – тепловий баланс

ПФ – передаточна функція

ФЧ – флегмове число

ВСТУП

Автоматизоване управління - це єдиний спосіб, яким сьогодні можна досягти безперервної роботи своїх комп'ютерних систем на їх оптимальному рівні, щоб задовольнити запити споживача. Оскільки складність систем зростає, завдяки великому взаємозв'язку та операціям, проблема ускладнюється. Ефективне управління системами полягає також у прийнятті значних рівнів автоматизації та налаштуванні систем раннього попередження, щоб вас повідомляли про серйозні події. Це не відбувається за одну ніч; догляд за системами на такий ступінь - це постійний процес вдосконалення, який потребує доопрацювання, оскільки вимоги до самого процесу змінюються[1].

Завдяки автоматизації можна легко досягти постійного моніторингу та управління продуктивності, системних повідомлень, системних подій та черг завдань, і це простий та економічний спосіб вдосконалення системи.

Приведення нових алгоритмів і підходів для стабільного процесу одержання сировини високої якості з мінімальними витратами є актуальною задачею

Під час розгляду об'єкту його розглядають, як ідеалізований варіант, що є недопустимим. На практиці, на реальному об'єкті завжди присутня затримка і вона може бути від 1 хв до 10, що є вкрай неприпустимо. Також в даних системах присутній хоча б один нелінійний елемент, наприклад, як зона нечутливості, коли система не спрацьовує на певному проміжку часу. Даний об'єкт є багатовимірним, оскільки пряме регулювання концентрації неможливе, то потрібно застосовувати непряме управління відповідними параметрами.

Метою роботи є створення системи автоматизованого управління процесом ректифікації, що забезпечують підвищення якості готового продукту за рахунок побудови математичних моделей, що враховують характерні особливості конкретного об'єкта і досвід його експлуатації

При моделюванні системи потрібно враховувати наявні збурення і

керовані величини. Треба врахувати тільки важливі чинники, які впливають на якість продукції, а щоб спростити модель відкинути неважливі. Тому для опису треба застосовувати підходи, так наприклад - моделювання динаміки системи і її оптимізацію, щоб в кінці отримати ефективні і якісні значення.

Для вирішення заданої мети необхідно виконати наступні завдання:

1. Проаналізувати особливості протікання технологічного процес і врахувати фактори, що впливають на ректифікацію спирту

2. Розробити модель динаміки системи з показників якості продукції і будувати регулятор з огляду на покращення цих показників.

3. Методом математичного моделювання перевірити та оцінити адекватність моделі і регулятора САУ.

Тобто необхідно створити автоматизовану системи, враховуючи всі показники для здобуття більшої продуктивності і ефективності.

1 ПРОЦЕС РЕКТИФІКАЦІЇ ЯК ОБ'ЄКТ УПРАВЛІННЯ

Ректифікація - це процес очищення спирту шляхом багаторазової або дробової перегонки його для видалення води та небажаних сполук[2]. Ферментаційна суміш в основному містить воду та етиловий спирт, а дистиляція передбачає збільшення відсотка етилового спирту в суміші. Однак вода дуже легко випаровується, і, якщо не дотримуватися обережності, дистилят ферментаційної суміші міститиме неприпустимо велику кількість води. Крім того, ферментаційна суміш містить невеликі кількості складних складових, які можуть сприяти смаку продукту, навіть якщо вони присутні лише в частинах на мільйон. Важливо зберігати ті компоненти, які вносять позитивний внесок у продукт, і видаляти небажані, насамперед деякі органічні альдегіди, кислоти, складні ефіри та вищі спирти. Ті, що залишаються у продукті, називаються конгенерами, а рівень конгенера контролюється конкретною системою випрямлення та способом роботи системи.

Дуже часто для виробництва спирту використовують брагоректифікаційні установки, які зазвичай містять три колони такі як: бражна, епюраційна і ректифікаційна. Процес починається з бражної колони, де відбувається відділення легкої частини бражки від нелеткої. З нижньої частини виводиться барда, так звана відокремлена частина або відхід сировини. Після БК ми отримуємо пари концентрацією 35-50 %. Бражний дистилят, бражка з деяким вмістом спирту і домішки надходить до епюраційної колони, далі вже відбувається очистка спирту.

Багатоколонна випрямна система зазвичай складається з трьох-п'яти колон. Перша колонка - це завжди попередня сепараційна колона, яка називається пивним касою, або аналізатором. Зазвичай він складається з ряду металевих пластин із пробитими в них отворами та перегородками для контролю рівня рідини на пластинах. Продукт, що надходить з цієї колонки, становить від 55 до 80 відсотків етилового спирту. 95-відсотковий продукт може бути виготовлений за двоколонною системою, що складається з пивної

колони та випрямної колони. Основна частина видалення конгенера здійснюється в випрямлячі - ефіри та вищі спирти, наприклад, відводяться у вигляді бічних потоків. Однак багатоколонна система з декількох спеціалізованих випрямлячів дозволяє краще контролювати готовий продукт. Альдегідну колону або очищувач часто використовують для розділення цих сильно летючих низькокиплячих компонентів, а іноді етиловий спирт відновлюють в екстрактивній колонці і повертають у випрямляч [3].

Три характеристики визначають елімінацію або утримання ароматичних сполук: (1) їх точки кипіння, (2) їх розчинність у етиловому спирті та воді та (3) їх питомі ваги. Наприклад, деякі вищі спирти видаляються на основі їх розчинності та питомої ваги. Ці вищі спирти мають обмежену розчинність у воді, а їх питома вага менше, ніж у воді. Крім того, точки їх кипіння вищі, ніж у етилового спирту, і нижчі, ніж у води. Оскільки вони, як правило, накопичуються в випрямляючій колоні в тій області, де точки їх кипіння змушують їх конденсуватися, їх можна відводити у вигляді бічного потоку рідини. Цей бічний потік також містить значну кількість води. Обмежена розчинність у воді плюс менші питомі ваги змушують вищі спирти плавати до верху спиртово-водної суміші, з якої їх можна видалити [4].

Ректифікація колона (РК) відноситься до класу складних багатовимірних і багато зв'язних об'єктів управління. Це складний технологічний об'єкт управління в установках для одержання спирту.

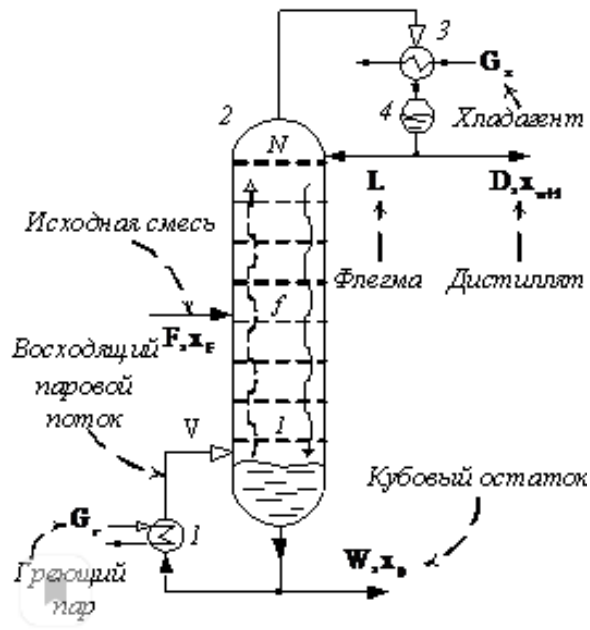


Рисунок 1.1 - Принципова технологiчна схема ректифiкацiйної установки: 1 - кип'ятильник, 2 - колона ректифiкацiї, 3 - дефлегматор, 4 - флегмова ємнiсть

Багатокомпонентну ректифiкацiйну колону як об'єкт управлiння характеризує не лiнiйнiсть статичних характеристик, значна iнерцiйнiсть процесiв, затримка параметрiв об'єкта управлiння в часi, значна кiлькiсть взаємопов'язаних параметрiв. Все це вимагає побудови математичної моделi складної структури i збiльшує складнiсть синтезу ефективних автоматичних систем управлiння. Порушення матерiального балансу при вiдборi фракцiї або теплового режиму в колонi призводить до змiни складу фракцiї i, вiдповiдно, до змiни дiапазону їх температур кипiння. Такi змiни позначаються на якостi готової продукцiї.

У класичних системах управлiння стабiлізуючих параметри (температура, тиск, рiвень) розглядаються як незалежнi. Такi системи доцiльнi при невеликих збурень i коливаннях якостi продукту i за умови достатнього кiлькостi стабiлiзованих незалежних змiнних. Якiсть стабiлiзацiї, проте, iстотно знижує значний вплив збурень, особливо по складу вихiдної сумiшi, що порушує матерiальний i тепловий баланси. Змiна балансiв призводить до

зміни температури кипіння і складу на тарілках РК. Таким чином, змінні, пов'язані з матеріальним балансом, неможливо якісно регулювати незалежно. Недотримання матеріального балансу змінює співвідношення витрат вихідних продуктів, а також їх якість, що призводить до економічних втрат.

Таким чином, для багато зв'язного управління ректифікаційної колоною доцільно використовувати саме параметри, пов'язані безпосередньо з матеріальним балансом. Їх відхилення розглядати як збурення, оскільки вплив даних параметрів на параметри матеріального балансу має нелінійний характер.

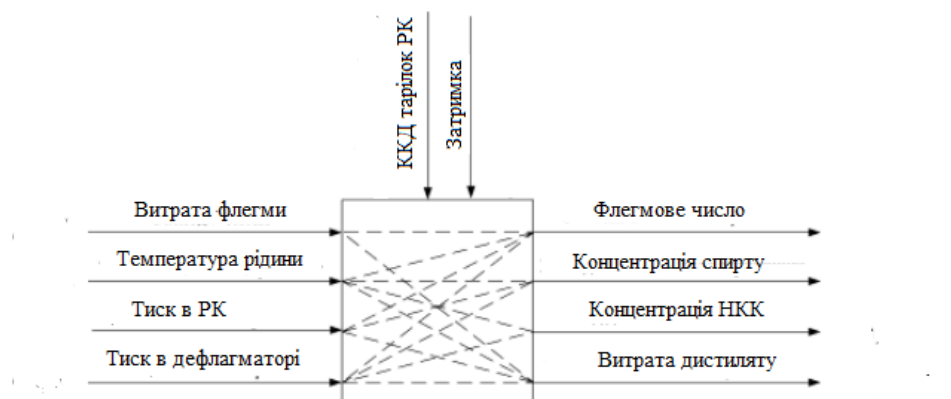


Рисунок 1.2 - Параметрична структурна схема об'єкта управління

Конструкція тарілок впливає на такі показники:

- інтенсивність гідравлічного опору;
- швидкість і ефективність фракціонування;
- продуктивність;
- робочий діапазон потужності, в якому рідина не несе вниз, а краплі - наверх.

Кількість тарілок в колоні як правило обмежують 5 для отримання дистилатів фортецею 88-92% і 10 для очищених дистилатів зі зміцненням до 94-96%.

Один з найбільш популярних і універсальних типів - круглі або капсульні ковпачки. У кожного ковпачка є прорізи або трубки внизу для надходження пари, яка змішується з рідиною струйно. Струмені від сусідніх ковпачків

утворюють завихрення, підвищуючи ефективність масообміну і ККД тарілки до 0,6-0,8. Діапазон потужності нагріву у ковпачкових колон ширше.

Перевагою ковпачкових тарілок вважають можливість зупинити процес перегонки і без проблем запустити його знову. Фракціонована флегма при виключенні нагрівання залишається на тарілках, а не зливається назад. Прикладом колпачковой колони може служити Luxstahl 7.

Протиточні можуть бути:

- а) провальними гратчастими;
- б) провальними хвилеподібними дірчастими.

Найпростіший варіант - тарілки зі щілинами, через які проходить наверх пар і стікає вниз надлишок рідини. Гратчаста конструкція захлинається або не може утримати на собі рідину, якщо рідини або пара надходить на $\frac{1}{5}$ - $\frac{1}{3}$ більше норми. Дірчаста тарілка своєю (синусоїдальною) поверхнею пропускає обидві фази через круглі отвори, при цьому шар рідини закриває нерівності. Провальні тарілки продуктивні, але працюють в дуже вузькому діапазоні потужності нагріву.

Ковпачки та полотна тарілок з S-образними елементами утворюють повторювані кластери. При цьому пар входить тільки з одного боку потоком тонких струменів. Такі тарілки досить ефективні, їх ККД становить 0,4-0,7.

2 ФУНКЦІОНАЛЬНІ ЗАВДАННЯ

Для нормального функціонування системи повинно здійснюватися регулювання наступних параметрів:

1. Регулювання і контроль температури в БК, РК і ЕК.
2. Регулювання і контроль тиску з колектору
3. Регулювання і контроль тиску в дефлагматорах кожної з колон
4. Регулювання концентрації спирту
5. Регулювання і контроль витрати браги
6. Контроль спирту на виході з колони
7. Регулювання тиску в РК, БК, ЕК в нижній частині.

Але ми приділяємо уваги найголовнішому параметру і тому розглянемо, що впливає на цей показник і всі моменти для отримання високоефективного продукту.

Основним параметром, що характеризує стан процесу в РК, є концентрація спирту. Через безпосередню відсутність серійних датчиків для здійснення автоматичного вимірювання цього значення його пряме регулювання неможливе. Однак, при регулярному тиску у колоні та відповідною температурою кипіння рідини на тарілці(контрольній) з'являється однозначна залежність, яку використовують для непрямого регулювання концентрації.

При атмосферному тиску в 760мм.рт.ст. температура кипіння 78°C, а при 740мм.рт.ст. вже буде - 77°C. Це скачки температури. Це звичайні краплі флегми (дистиляту),що потрапляють з дефлегматора на відповідний датчик температури. Проблема вирішується так - звичайним "одяганням козирка" на датчик. Тобто якщо термометр показує незрозумілі скачки, потрібно закрити його датчик зверху невеликою частиною металу, який захищає від бризок. І ще один момент сильні відхилення або скачки температури дають зрозуміти, що флегма переохолоджена, тому необхідно відрегулювати подачу охолодження в дефлегматорі.

Дефлегматори РК мають зв'язок з атмосферою для вільного, так би мовити "видиху" колони. Зв'язок з атмосферою повинен підтримуватися під час всіх режимах роботи колони. Якщо зміна атмосферний тиск відбувається в допустимих межах, то це ніяк не вплине на роботу. Досить знати температуру кипіння спирту для визначеного рівня тиску та працювати далі.

В процесі ректифікації, перебуваючи на температурі в 77°C (тобто 740мм.рт.ст.). Буде зафіксована температура $77,6^{\circ}\text{C}$, достатньо перекрити кран відбору та почекати пару хвилин. Якщо температура залишилася $77,6^{\circ}\text{C}$, то відповідно атмосферний тиск зріс.

Якщо тиск падає нижче допустимої межі зазначеного в технологічній особливості колони, наприклад $720\text{-}730\text{мм.рт.ст.}$. Апарат швидше за все, захлинеться. Однією з причин цього зменшення щільності парів через спад тиску. Далі працює наступний ланцюжок причин - це масова продуктивність пара залишилася незмінною, але через спад щільності спиртового пара збільшується його швидкість, що і є наслідком до захливання насадки в РК

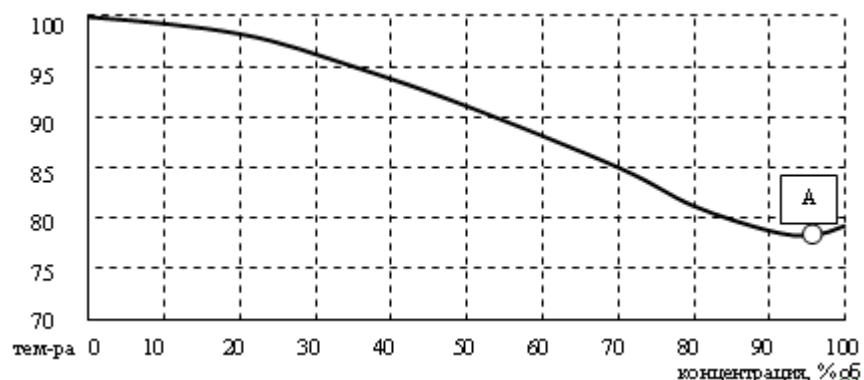


Рисунок 2.1.1 - Температура насиченого водно-спиртового пара

Рівновага фаз буде досягнутим тільки тоді, коли одночасно задовольняються дві наступні умови: рівні температури фаз та рівні парціальні тиску кожного елемента в паровій та рідкій фазах. Друга умова – це коли процес переходу через відповідний кордон розділу фаз кожного елемента з рідкої фази в парову та назад завершено. Тому склади рідкої та парової фази стабілізувалися, а потім концентрації компонентів взятій в окремій фазі будуть однакові на кожній точці її обсягу.

Бінарної водно-спиртової суміші означає теоретичне висловлювання що це дуже проста річ. Якщо в колбу налити деяке кількість водно-спиртової суміші та з відповідною концентрацією X і підігріти до температури кипіння цю суміш, то потім концентрація спирту в нинішньому парі буде такою Y_p . Потім, якщо швидко закриваю колбу та інтенсивно струсити (змішати парову і рідку фази), то температура всередині колбочки буде вирівнюватися, а пар та рідина набудуть рівноважний стан - з отриманими концентраціями спирту Y і X відповідно Y Концентрація, % об

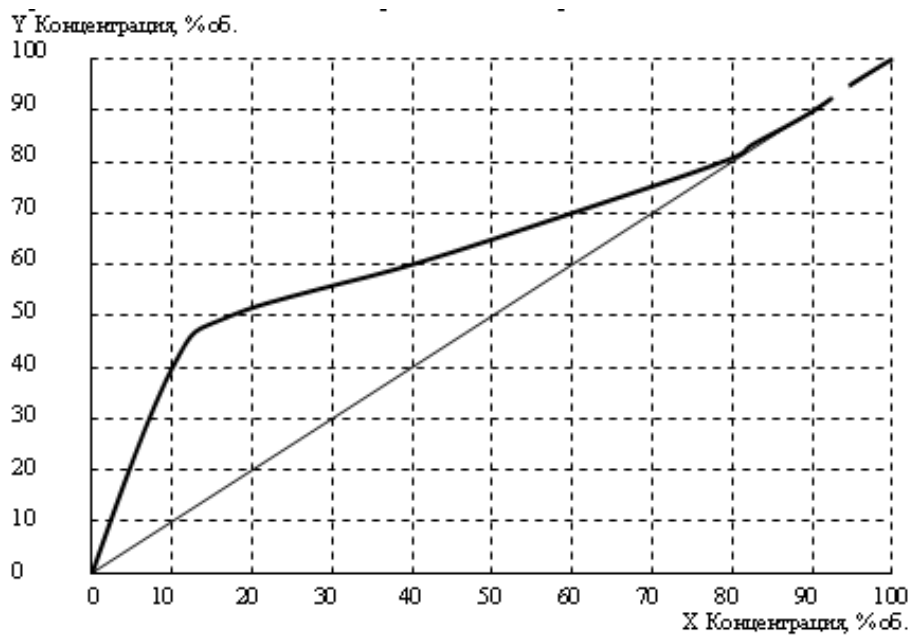


Рисунок 2.1.2 - Крива рівноваги фаз бінарної водно-спиртової суміші (при тиску 760ммрт.ст.)

Розглядаючи цей графік, слід звернути увагу на діагональ, де $Y = X$. Майже вся крива рівноваги знаходиться вище цієї діагоналі, тому при випаровуванні водно-спиртової суміші в результаті отримувати концентрацію спирту вище, ніж його концентрація в вихідній рідині. Винятком є точка А – пересічення кривої рівноваги з діагоналлю, де $X = Y = 96,4\%$. Це особлива точка азеотропа.

Азеотропними називають суміші, в яких пар, що знаходиться в рівновазі з рідиною, має той же самий склад, що і рідка суміш ($X = Y$). Під час перегонки азеотропних сумішей утворюється деякий конденсат того ж складу, що і у

вихідної суміші. Поділ таких сумішей на перегонку і ректифікацію виключається.

Водно-спиртова суміш в особливій точці азеотропа називається «етиловий спирт-ректифікат (СР)». До цієї точки прагне йти процес ректифікації, саме вона є граничною концентрацією спирту в цьому процесі, і тому саме в цій точці водно-спиртова суміш набуває мінімального значення температури кипіння ($t_{\text{кип}} = 78,15^{\circ}\text{C}$ при 760мм.рт.ст.).

Якщо обрані насадка, діаметр і висота ректифікаційної частини спиртової атмосферної колони, тобто тільки два головних режимних параметра, повністю визначається її продуктивність, витрати енергії і якість одержуваного спирту - технологічна потужність і флегмовое число.

Технологічна потужність

Для випаровування спирту-сирцю в наших установках використовуються ТЕНи. Збільшуючи або зменшуючи їх електричну потужність, ми, відповідно, збільшуємо або зменшуємо витрата пара через колону (мінємо парову навантаження на насадку). Очевидно, існує деяка максимальна гранична потужність, при перевищенні якої колона «захлинається». У більшості насадок є оптимальна парова навантаження (трохи менше граничної), при якій насадка має максимальною ефективністю. Саме цій парової навантаженні відповідає потужність, яка називається технологічної, при якій вся колона має максимальну розділової здатністю.

Через змінності вмісту спирту масова витрата пара M по висоті колони змінний. Але в верхній частині колони, де знаходиться наша «цільова» речовина, масова витрата пара практично постійна і залежить (при відсутності теплових втрат) тільки від технологічної потужності W [кВт]:

$$M = \frac{W}{r_{96\%}} \quad (2.1)$$

де $r_{96\%} = 920$ кДж/кг – теплота випарювання спирта-ректифікату.

Флегмовое число (або продуктивність колони).

На рисунку 2.1.3 зображені масові потоки в верхній частині колони ректифікації. Пар, який вийшов з царги $M_{\text{п}} = M$, повністю конденсується в

дефлегматоре і перетворюється в дистилат $M = M_d$. Частина цього дистилату E відбирають, а інша його частина R , звана флегмою, повертається назад в колону.

$$M=R+E, \text{ кг/с} \quad (2.2)$$

Флегмовое число f - це відношення кількості флегми R , яку повертатимуть в колону на зрошення насадки, до кількості відбирається дистилату E

$$f = R/E \quad (2.3)$$

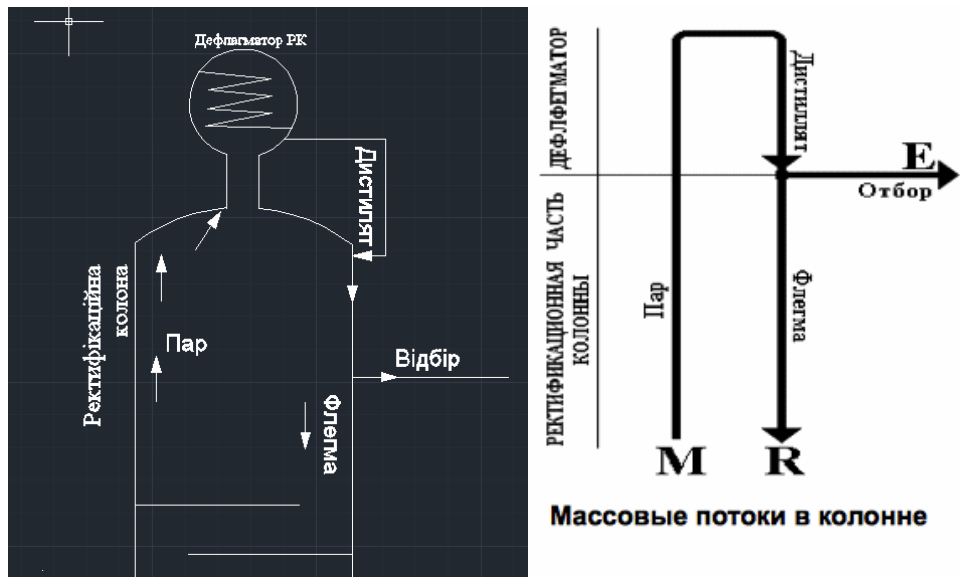


Рисунок 2.1.3 – Схема інформаційно матеріальних потоків для ректифікаційної колони

Якщо відбору спирту немає ($E = 0$), то весь дистилат у вигляді флегми повертається назад в колону ($R = M$). Флегмовое число колони в цьому випадку дорівнює нескінченності ($f = \infty$), а про колоні кажуть, що вона працює «сама на себе».

Якщо повністю відкрити відбір ($E = M$, а $R = 0$), то повернення флегми в колону не буде, флегмовое число дорівнюватиме нулю ($f = 0$). В цьому випадку в ректифікаційній частині колони її контактні елементи повністю «висушуються», тепло-масові процеси припиняються, і колона ректифікації перетворюється в банальний «самогонний апарат». Тоді

$$M = E \cdot (f+1), \text{ кг/с} \quad (2.4.1)$$

або продуктивність колони

$$E = M/(f+1), \text{ кг/с} \quad (2.4.2)$$

Флегмовое число не може бути вибрано будь-яким за вашим бажанням, воно залежить від висоти ректифікаційної частини колони

Витрати енергії на один літр спирту і питома продуктивність

З двох залежності масової витрати (2.4.1) і (2.4.2) можна вивести формулу для розрахунку потрібної технологічної потужності W для ректифікації спирту із заданою продуктивністю:

$$W = r_{96\%} \cdot E \cdot (f + 1), \text{ кВт} \quad (2.5)$$

А з урахуванням щільності спирту ρ і об'ємної продуктивності P , вимірюваної в літрах за годину, ця ж залежність буде виглядати так:

$$W = r_{96\%} \cdot P \cdot \rho \cdot (f + 1) / 3600 = 920 \cdot P \cdot 0.8 \cdot (f + 1) / 3600 = 0,2044 \cdot P \cdot (f + 1), \text{ кВт} \quad (2.6)$$

Питомі витрати електроенергії на кожен літр спирту Q будуть залежати тільки від величини флегмового числа:

$$Q = 0,2044 (f + 1), \text{ кВт} \cdot \text{год} / \text{л} \quad (2.7.1)$$

або, з урахуванням технологічного запасу ($\sim 22\%$):

$$Q = 0,25 \cdot (f + 1), \text{ кВт} \cdot \text{год} / \text{л}. \quad (2.7.2)$$

Величина теплових втрат в кубі і колоні зменшується при їх теплоізоляції. Втрати зменшуються і з ростом продуктивності через зменшення частки охолоджувальної поверхні по відношенню до площі внутрішнього перетину колони.

Величина, зворотна питомими витратами $1 / Q$ [(л / ч) / кВт], буде питомою продуктивністю, що означає, скільки літрів спирту на годину «дасть» 1 кВт потужності.

Обидві ці величини з урахуванням теплових втрат наведені в таблиці:

Флегмовое число, f	2,5	3,0	4,0	5,0	6,0	9,0	12	20
Удельные затраты энергии Q , кВт·ч/л	0,88	1,00	1,25	1,50	1,75	2,50	2,25	5,25
Удельная производительность $1/Q$, (л/ч)/кВт	1,14	1,00	0,80	0,67	0,57	0,40	0,44	0,19

Наприклад, технологічна потужність колони становить 2кВт і флегмове число $f = 3.5$

Тоді продуктивність колони з урахуванням теплових втрат повинна бути не менше $W \cdot (1 / Q) = 2 \text{ кВт} \cdot 1,00 \text{ (л / ч)} / \text{кВт} = 2 \text{ л / ч}$, що і заявлено нами в її технічних характеристиках.

Флегмове число f (або питома продуктивність колони $1 / Q$) жорстко пов'язані з висотою ректифікаційної частини колони і типорозміром насадки. Для отримання спирту-ректифікату Ви «приречені» працювати на певному флегмовому числі при відповідній продуктивності. Це число не завжди дорівнює трьом з витратами енергії на літр спирту $Q = 1,0 \text{ кВт} \cdot \text{год} / \text{л}$ (як в наших колонах). В інших колонах воно може виявитися істотно великим і великими витратами енергії $Q = 1,5$ або ж $Q = 3$. А надто низька колона з поганою насадкою при будь-якому флегмовому числі замість спирту-ректифікату дасть лише укріплений САМОГОН [5].

При флегмовому числі 3.5; 5.5, коли РК працює при атмосферному тиску.

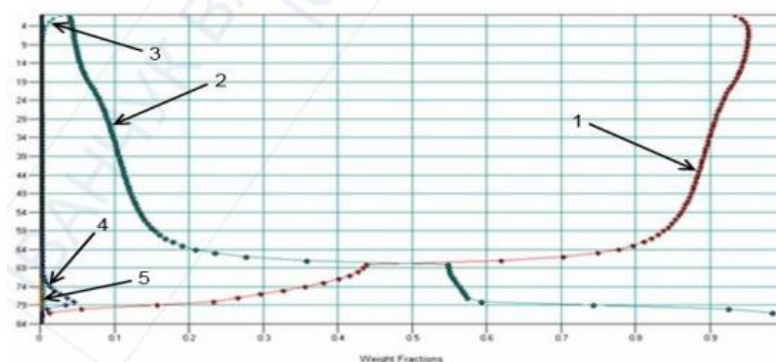


Рисунок 2.1.4– Концентрація етилового спирту при флегмовому числі 3.5.

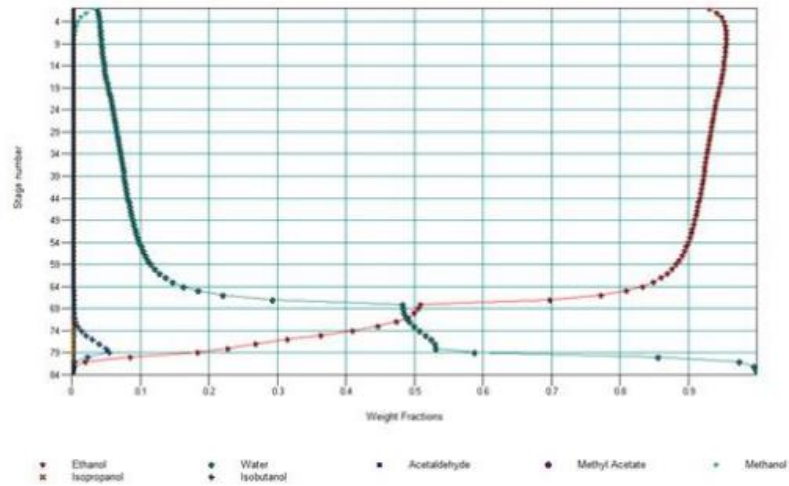


Рисунок 2.1.5 – Концентрація етилового спирту при флегмовому числі 5.5.

Найменування	Значення	Значення при флегмовому числі 5.5
Етанол	0,9502628	
Вода	0,04722411	0,9365232
Ацетальдегід	0	0,06056106
Метилацетат	0	0
Етилацетат	2,611978e-021	0
Ізопентилацетат	0	2,738393e-021
Ізобутилацетат	3,374891e-020	6,749784e-020
Метанол	0,002510973	6,043676e-012
Ізопропанол	2,042884e-006	0,002877138
Н-бутанол	0	2,064905e-006
2-пентанол	0	0
Н-пропанол	8,667693e-009	8,262622e-022
Ізобутанол	3,087741e-017	3,651831e-005
		4,240903e-014

Рисунок 2.1.6 – Таблиця значення при флегмовому числі 3.5 і 5.5

Найкращу концентрацію набуває при флегмовому числі 3.5

Проаналізувавши графіки, можна дійти висновка, що при граничних показниках флегмового числа РК спостерігається погіршення вихідної сировини(якості), тобто етилового спирту, зменшення продуктивності роботи колони і збільшення енергетичних витрат приладів, що вимагає ректифікаційна колона. Тому, щоб отримати спирту ректифікату більш високої якості, необхідно вести постійний контроль за показниками кількості домішок вихідної сировини на деяких етапах ректифікації і використовувати автоматичну стабілізацію ФЧ [6,7]

4 МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ

Виходячи з функціональних завдань і необхідних каналів регулювання ставиться завдання побудови моделі.

Керування процесом ректифікації спирту – очищення роздільної вихідної суміші[9]. Дана система регулювання температури верху колони з компенсацією температури середньої тарілки з використанням ПІД-регулятора дозволяє поліпшити чистоту поділу вихідної суміші. Аналіз показав, що вона має найменше середньоквадратичне відхилення. Недоліком даної системи є застосування громіздких величин високого порядку, що ускладнює процес обробки.

В роботі [10] розглянуті передаточні функції кожного каналу регулювання, але не було сформульовано критерій керування процесом.

Прикладом для вирішення побудови складного об'єкта регулятора, який є процес ректифікації є робота [12] в якій розглянуто побудова багатовимірного об'єкта. Пропонується підхід для реалізації такого складного об'єкта. Добре проілюстровано інформацію про багатовимірні об'єкти, особливості побудови та аналізу зовнішніх впливів, а також процес затримки в роботі об'єктів. Приведений простий і зрозумілий спосіб реалізації. Стаття про дослідження стабільних режимів роботи багатовимірних об'єктів в яких виникає запізнення. [13]

Данна стаття про різні типи управління систем при збуреннях, а також фактори пов'язані з покращенням показників за рахунок зменшення зовнішніх впливів на систему [14]

Для побудови математичної моделі використовується підхід матеріального, масового і теплового балансу.

Конфігурація РК показана на рисунку 4.1. РК може мати деяке число тарілок, відборів парової та рідкої фаз з тарілок, введів живлення. Передбачено обігрів водяною парою закритого типу через кип'ятильник і відкритий обігрів гострою парою, і відповідно комбінований тип. Тарілка, що має порядковий

номером 1 позначає кипятильник разом з кубом. Дефлегматор представляється парціальним, тобто може мати часткову конденсацію парів або пів-ним. Для повної конденсації пари РК має конденсатор і може не скондесуватися в дефлегматорі.

Позначення для довільної тарілки колони показані на рисунку 4.2

Для складання математичного опису береться рівняння матеріального і теплового балансу, а також умова паро-рідинної рівноваги на кожній тарілці. Незалежними змінними - молярні потоки в рідкій фазі l_{ni} та в паровій фазі v_{ni} і температура на тарілках колони t_n [15].

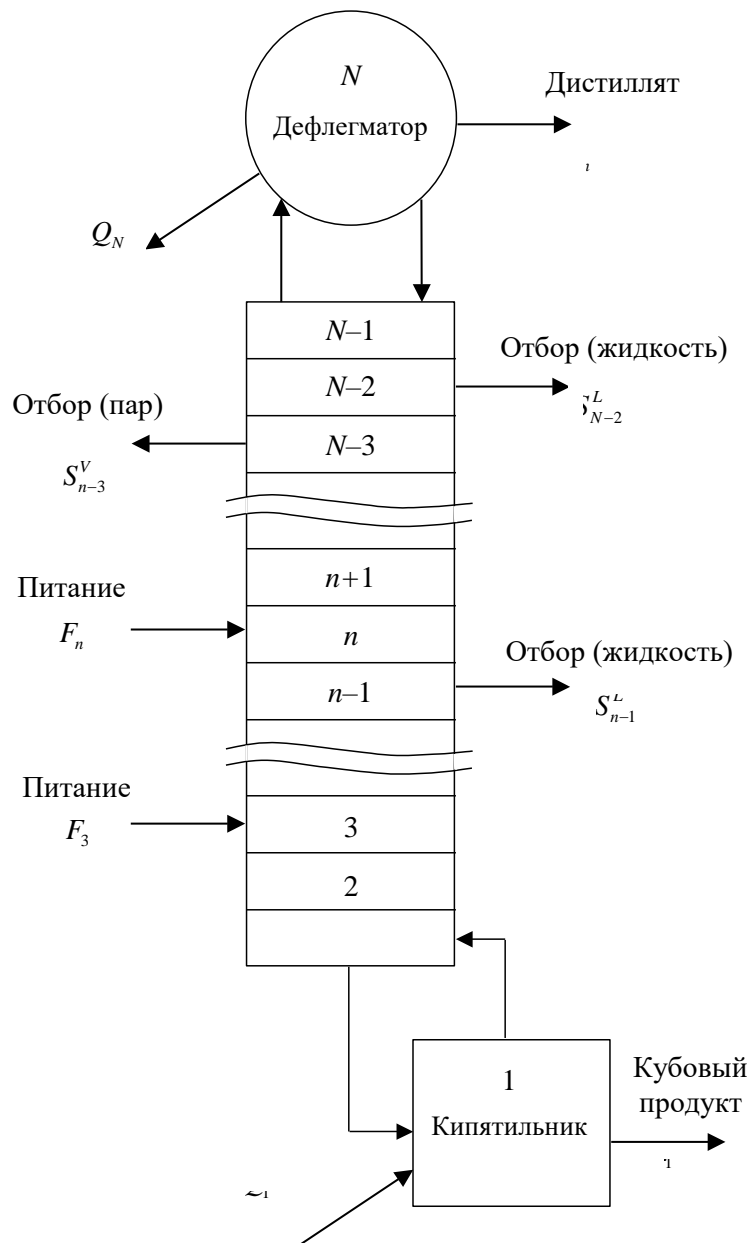


Рисунок 4.1 – Схема РК

Вигляд рівняння МБ на кожній з внутрішніх тарілок n для кожного компонента:

$$F_{ni}^1 = v_{n-1,i} + l_{n+1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni}, \quad (4.1)$$

де F_{ni}^1 - функція нев'язки на n -й тарілці матеріального балансу; l_{ni} і v_{ni} - відповідно рідинної і парові потоки компонентів i на тарілці n , що залишаються після бокових відборів; S_n^V - відбір суміші загальний з n -й тарілки в паровій фазі; f_{ni} - потік живлення i -го компонента на n -ю тарілку; S_n^L - загальний відбір сумішей в рідкій фазі з n -й тарілки;

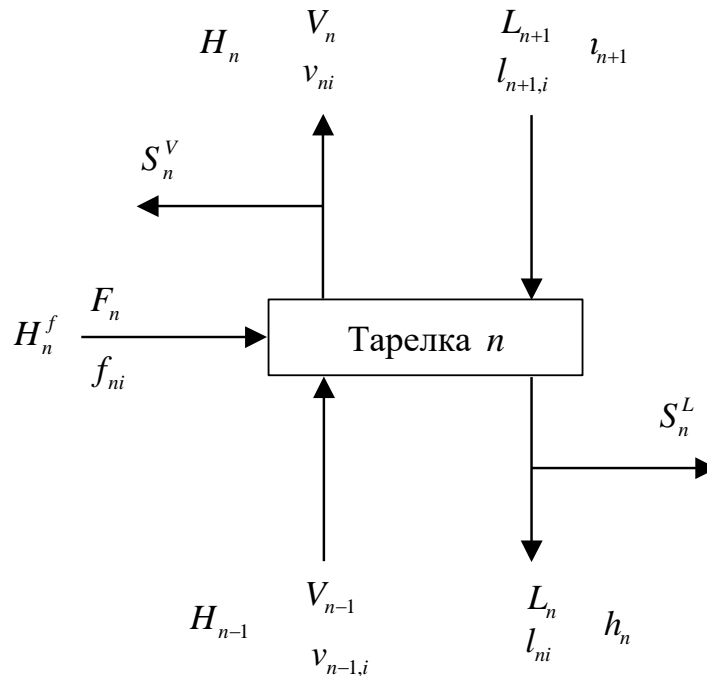


Рисунок 4.2 – Вх/вих потоки на тарілці

Рівняння для 1-ї (куба) і N -го (дефлегматора) тарілок має різницю від наведеного, тому що відповідно відсутній вхідна пара з попередньою тарілки і вхід пара з подальшою тарілки:

$$F_{ni}^1 = l_{n+1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni} \quad \text{для } n = 1, \quad (4.2)$$

$$F_{ni}^1 = v_{n-1,i} + f_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) l_{ni} - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) v_{ni} \quad \text{для } n = N. \quad (4.3)$$

NM дорівнює числу рівнянь МБ.

Рівняння ТБ суміші на кожній внутрішній тарілці n мають вигляд:

$$F_n^2 = H_{n-1} + h_{n+1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n \quad \text{для } n = 2, \dots, N-1, \quad (4.4)$$

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

Для першої та останньої тарілок рівняння ТБ. Для першої тарілки з урахуванням подачі теплоти рівняння ТБ має вид:

$$F_n^2 = h_{n+1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n + Q_1 \quad \text{для } n = 1. \quad (4.5)$$

Для N -й тарілки з урахуванням відвіж теплоти рівняння ТБ має вигляд

$$F_n^2 = H_{n-1} + h_n^f - \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n}\right) h_n - \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n}\right) H_n - Q_N \quad \text{для } n = N. \quad (4.6)$$

Число рівнянь ТБ дорівнює N .

Рівняння, що описують умови рівноваги, для кожного компонента i :

$$F_{ni}^3 = \frac{\eta_{ni} K_{ni} V_n L_{ni}}{L_n} - v_{ni} + \frac{(1 - \eta_{ni}) v_{n-1,i} V_n}{V_{n-1}} \quad \text{для } n = 2, \dots, N, \quad (4.7)$$

$$F_{ni}^3 = \frac{\eta_{ni} K_{ni} V_n L_{ni}}{L_n} - v_{ni} \quad \text{для } n = 1. \quad (4.8)$$

Ректифікаційна колона буде описуватися наступними рівняннями:

-рівняння динаміки низу колони по цільовому компоненту

$$M_0 \times \frac{dC_{x0}}{dt} = G_{x1} \times C_{x1} - G_k \times C_{x0} - G_{y0} \times C_{y0} \quad (4.9)$$

-рівняння динаміки на n -тарілці колони по цільовому компоненту

$$M_{xn} \times C_{pxn} \times \frac{d\theta_\epsilon}{dt} = G_{yn-1} \times C_{py_{n-1}} \times \theta_{yn-1} - G_{yn} \times C_{py_n} \times \theta_\epsilon + G_{\phi n} \times C_{p\phi n} \times \theta_{\phi n} - G_{xn} \times C_{pxn} \times \theta_\epsilon \quad (4.10)$$

-рівняння динаміки верху колони по цільовому компоненту

$$M_{n+1} \times \frac{dC_{дист}}{dt} = G_{yn} \times C_{yn} - G_{\phi n} \times C_{xn+1} - G_{дист} \times C_{xn+1} \quad (4.11)$$

З урахуванням даних параметрів запропоновано рівняння динаміки зміни флегмового числа колони

$$R = \frac{G_{yn} \times C_{yn}}{G_{\phi n} \times C_{\phi n+1}} - \frac{M_{n+1}}{G_{\phi n} \times C_{\phi n+1}} \times \frac{dC_{\text{дисм}}}{dt} - 1 \quad (4.12)$$

Аналітичну модель динаміки тепло- і масообмінного процесу в колоні можна уявити ланцюжком аперіодичних ланок з різними коефіцієнтами. На рис. 1 представлена структурна схема аналітичної моделі динаміки тепло- і масообмінного процесу ректифікаційної колони

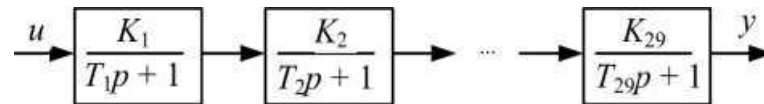
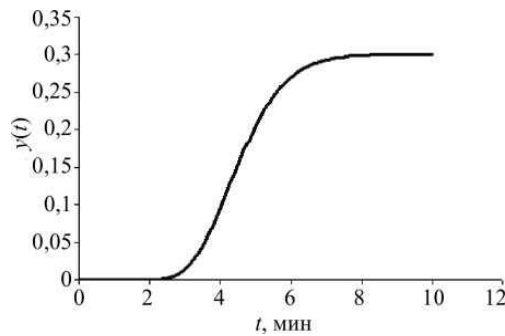
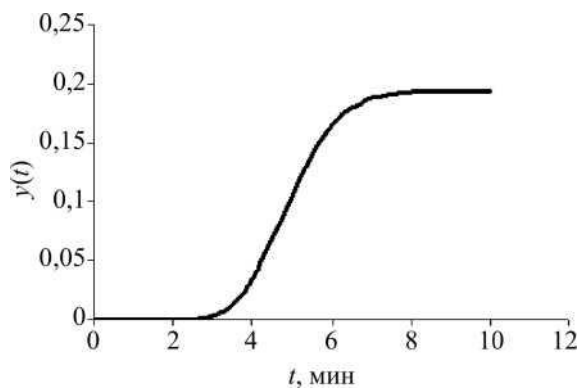


Рисунок 4.4 – Структурна схема аналітичної моделі

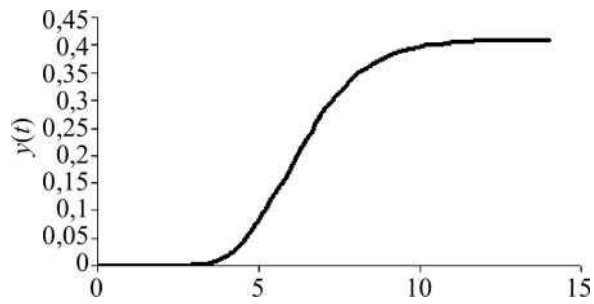
На рис. 4.5 приведені перехідні характеристики, отримані в результаті подачі на вхід аналітичної моделі динаміки тепло- і масообмінного процесу одиничного ступеневої сигналу (для трьох режимів продуктивності ректифікаційної колони).



а – максимальний режим



б - номінальний режим



в – мінімальний режим

Рисунок 4.5 – Перехідні характеристики при подачі одиничного сигналу

Оскільки розмірність аналітичних динамічних моделей тепло- і масообміну процесу ректифікації відповідає кількості тарілок в колонах, а їх кілька десятків, то необхідно провести їх редукування. Дані аналітичні моделі можна редукувати моделями аперіодичної ланки другого порядку і ланки запізнювання. Аперіодична ланка другого порядку і ланка запізнення можна описати диференціальним рівнянням другого порядку з запізненням.

$$T_1 T_2 \frac{d^2 y_r(t)}{dt^2} + (T_1 + T_2) \frac{dy_r(t)}{dt} + y_r(t) = K u(t - \tau) \quad (4.13)$$

Передаточна функція буде мати вигляд :

$$W(p) = \frac{K}{T_1 p^2 + T_2 p + 1} e^{-\tau p} \quad (4.14)$$

Значення K їх визначаються по перехідним характеристикам для кожної колони і режиму продуктивності.

Для отримання $T_1 T_2$, при яких F є мінімальною, застосовуються необхідні умови мінімуму:

$$\begin{cases} \frac{\partial F}{\partial T_1} = 0 \\ \frac{\partial F}{\partial T_2} = 0 \end{cases} \quad (4.15)$$

Запишемо ПФ для трьох режимів роботи колони

$$\text{При максимальному режимі роботи } W(p) = \frac{0.194}{0.69p^2 + 1.8p + 1} e^{-3.36p}$$

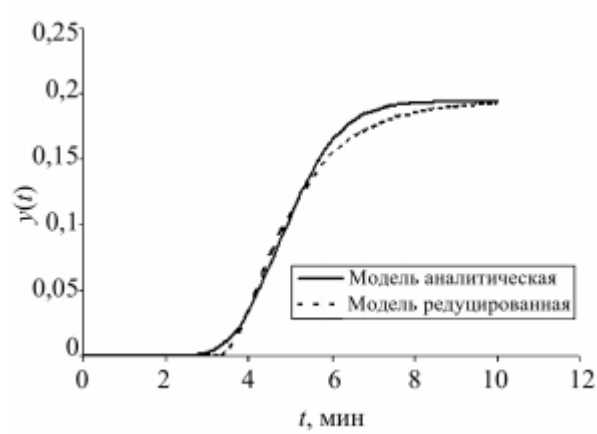


Рисунок 4.6- Перехідна характеристика при максимальному режимі

При номінальному режимі $W(p) = \frac{0.3}{0.7p^2 + 0.65p + 1} e^{-3p}$

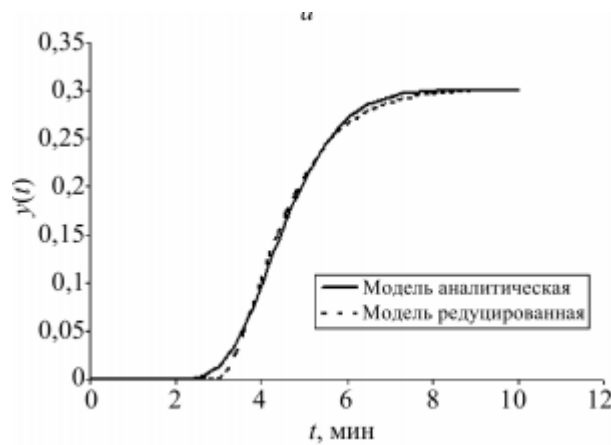


Рисунок 4.7- Перехідна характеристика при номінальному режимі

При мінімальному режимі роботи $W(p) = \frac{0.41}{0.9 + 2.2p + 1} e^{-3.85p}$

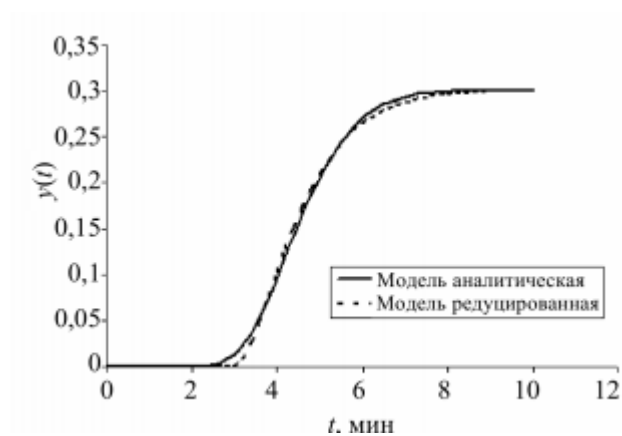


Рисунок 4.8- Перехідна характеристика при мінімальному режимі

Задача даної апроксимації полягає в тому що система яка складається з великої кількості тарілок , вдалося апроксимувати за допомогою динамічної ланки другого порядку з запізненням. Аналіз даних передаточних функцій показав, що для різних режимів роботи колони , будуть різні коефіцієнти передачі. Тобто це дозволяє розглянути складну систему в простому варіанти при обраному режимі роботи

5 ІДЕНТИФІКАЦІЯ ОБ'ЄКТУ КЕРУВАННЯ

Ідентифікація ОУ, тобто математичний опис системи є визначення математичної моделі, що дозволяє встановлювати зв'язок з відомою точністю між вхідними і вихідними параметрами об'єкта [16].

Розрахунок передаточної функції датчика температури.

Датчик температури виберемо термометр опору мідний з уніфікованим виходом 4..20 мА. Прилад використовують для вимірювання температури в діапазоні від -0 до 400 ° С.

Технічні характеристики датчика температури ТСМУ-276:

- вимірюваний діапазон температури, град. С. 0-100;
- точність вимірювання температури, клас точності – 0,25
- вихідний сигнал 4-20 мА
- залежність лінійна
- час реакції на аварійну ситуацію, сек 2 ÷ 5;
- обсяг пам'яті 200;
- показник теплової інерції, сек 20;

Розрахуємо чутливість датчика, для визначення його ПФ. Оскільки опір металевого провідника R залежить від температури:

$$R = Ce^{\alpha T} \quad (5.1)$$

α - температурний коефіцієнт опору;

e - основа натуральних логарифмів.

де C - постійний коефіцієнт, залежить від матеріалу і конструктивних розмірів провідника;

Абсолютна температура (K) зв'язана з температурою в градусах Цельсія відповідним співвідношенням $T (K) = 273 + T ^\circ C$. Визначимо відносне зміна опору провідника при його нагріванні.

Нехай спочатку провідник перебував при початковій температурі T_0 і мав сопротивленіє R_0 . При нагріванні до температури T його опір $R_T = Ce^{\alpha T}$. Візьмемо відношення R_T і R_0 :

$$\frac{R_T}{R_0} = \frac{Ce^{\alpha T}}{Ce^{\alpha T_0}} \quad (5.2)$$

Для нашого випадку $x = \alpha (T - T_0)$. Так як величина α для міді порівняно мала і в діапазоні температур до $+160^\circ \text{C}$ може бути прийнята постійною α , то і твір $\alpha (T - T_0)$ в цьому діапазоні температур менше одиниці. Тому не буде великою помилкою нехтувати при розкладанні членами ряду другого ступеня і вище

$$\frac{R_T}{R_0} = 1 + \frac{\alpha (T - T_0)}{1!} \quad (5.3)$$

Виразимо опір при температурі T через початковий опір при T_0

$$R_T = R_0 [1 + \alpha (T - T_0)] \quad (5.4)$$

Для металевих терморезисторів чутливість можна отримати диференціюючи.

Отже, $S_d = \alpha$. Саме температурний коефіцієнт опору визначає чутливість

$$\alpha = \frac{\frac{R_T}{R_0} - 1}{T - T_0} = \frac{\frac{138,88}{100} - 1}{100 - 0} = 0,003888 \frac{1}{^\circ \text{C}} \quad (5.5)$$

Наведемо таблицю, де показана залежність опору мідного терморезистора від температури

Pt100										
°C	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	100,000	100,391	100,781	101,172	101,562	101,953	102,343	102,733	103,123	103,513
10	103,903	104,292	104,682	105,071	150,460	105,849	106,238	106,627	107,016	107,405
20	107,794	108,182	108,570	108,959	109,347	109,735	110,123	110,510	110,898	111,286
30	111,673	112,060	112,447	112,835	113,221	113,608	113,995	114,382	114,768	115,155
40	115,541	115,927	116,313	116,699	117,085	117,470	117,856	118,241	118,627	119,012
50	119,397	119,782	120,167	120,552	120,936	121,321	121,705	122,090	122,474	122,858
60	123,242	123,626	124,009	124,393	124,777	125,160	125,543	125,926	126,309	126,692
70	127,075	127,458	127,840	128,223	128,605	128,987	129,370	129,752	130,133	130,515
80	130,897	131,278	131,660	132,041	132,422	132,803	133,184	133,565	133,946	134,326
90	134,707	135,087	135,468	135,848	136,228	136,608	136,987	137,367	137,747	138,126
100	138,506	138,885	139,264	139,643	140,022	140,400	140,779	141,158	141,536	141,914
110	142,293	142,671	143,049	143,426	143,804	144,182	144,559	144,937	145,314	145,691
120	146,068	146,445	146,822	147,198	147,575	147,951	148,328	148,704	149,080	149,456
130	149,832	150,208	150,583	150,959	151,334	151,710	152,085	152,460	152,835	153,210
140	153,584	153,959	154,333	154,708	155,082	155,456	155,830	156,204	156,578	156,952
150	157,325	157,699	158,072	158,445	158,818	159,191	159,564	159,937	160,309	160,682
160	161,054	161,427	161,799	162,171	162,543	162,915	163,286	163,658	164,030	164,401
170	164,772	165,143	165,514	165,885	166,256	166,627	166,997	167,368	167,738	168,108

Рисунок 5.1- Залежність температури від опору

Так як вимірюваний діапазон виміру температури датчика від -0 до 100°C , то можемо визначити максимальний і мінімальний опір

При $T = 0^\circ \text{C}$ $R = 100 \text{ Ом}$;

При $T = 100^\circ \text{C}$ $R = 138.88 \text{ Ом}$;

Знайдемо передавальну функцію датчика.

Рівняння датчика температури:

$$T \frac{dx(t)}{dt} + x(t) = kU(t) \quad (5.6)$$

Отже передавальна функція:

$$W(p) = \frac{k}{Tp + 1} \quad (5.7)$$

Знайдемо передаточну функцію датчика температури

$$K = \frac{R}{T} = \frac{138.88}{100} = 1.3888 \frac{\text{Ом}}{^\circ\text{C}}$$

Постійна часу являє собою час обробки вхідного сигналу:

$$T_{\text{пф}} = \frac{t}{T} = \frac{20}{100} = 0.5 \frac{\text{с}}{^\circ\text{C}}$$

Отже передавальна функція буде:

$$W(p) = \frac{1.3888}{0.5p + 1}$$

Розрахунок передаточної функції об'єкта регулювання (РК).

Знайдемо передаточну функцію ректифікаційної колони (тобто об'єкта) [17].

Технічні характеристики ректифікаційної колони:

- продуктивність по ректифікату, л / год 1.5 - 1500;
- споживана потужність, кВт 3 - 50;
- діаметр царг колонного апарату, мм 70 - 600;
- висота насадок частини, мм 1800 - 12000;
- обсяг кубової ємності, м³ 0.08 - 22.

Визначальним фактором динамічного режиму колони в цілому є динамічна характеристика найпростішого елемента колони - тарілки. Передавальна функція ректифікаційної колони в загальному випадку має вигляд:

$$W_{\text{кол}}(p) = \frac{ke^{-0.05(n-t)}}{Tp + 1} \quad (5.8)$$

де k - коефіцієнт передачі рівень / витрата, мс / кг

n - число тарілок ділянки колони

τ - постійна часу переливу

Згідно з методикою Френсіса, постійна часу перелив

$$T = \frac{2}{3} F \frac{h}{L} \quad (5.9)$$

де F - площа поперечного перерізу тарілки, м²;

h - середній рівень рідини на тарілці, м;

L - витрата рідини, м³ / с.

Технічні характеристики однопоточному колони типу ТКП:

- діаметр колони, мм 1600;
- вільне перетин колони, м² 2.01;
- робочий перетин тарілки, м² 1.47;
- периметр зливу, м, 1.26;
- перетин переливу, м² 0.27;
- крок, мм 75;
- відносне вільне перетин тарілки, % 13.23;

Тоді постійна часу переливу:

$$T = \frac{2}{3} 1,47 \frac{126}{0,42} = 2,94$$

Передавальна функція колони ректифікації

$$W_{\text{кол}}(p) = \frac{0,05}{2,94p + 1}$$

Розрахунок передаточної функції датчика витрати.

Не мало важливих фактором є підтримання рівня в колоні, це можна досягти зміною витрати рідини, тому отримання оптимальних коефіцієнтів є необхідним показником для підтримання ефективності протікання процесу.

Аналітично методом визначено передану функцію, яка виражає динамічні характеристики об'єкта. Зв'язок між підводним у колоні потоку Q_n рідини і відхідним від не потоку Q_o і рівнем h рідини в нейрології аналогічно співпадає між тими потоками і запасними речовинами.

$$\frac{d}{dt} [Ah(t)] = Q_n(t) - Q_o(t) \quad (5.10)$$

Диференціальне рівняння (5.11) є рівнянням кінематики. При виведенні динамічних співвідношень між вивільненням, потоками та рівнем фракцій необхідні вчителі законів, що зберігають маси, кількість руху та енергії. При

відсутності внутрішнього тиску фракція витікає з колон тільки під дійсним власною вагою. За цим випадком рівняння Бернуллі записується у вигляді

$$\frac{v^2}{2} + \frac{Pg}{\rho} + gh = \text{const} \quad (5.11)$$

де P - тиск всередині рідини, Па;

ρ - густина рідини, кг / м³

v - швидкість потоку, м / с.

Звідси витрата рідини, яка витікає під дією сили тяжіння, буде дорівнює:

$$Q_o(t) = \mu \sqrt{2gh(t)} \quad (5.12)$$

де μ - коефіцієнт витрати. З рівнянь (5.11) і (5.13) може бути виражена залежність рівня рідини від підводиться потоку:

$$\frac{d}{dt} [Ah(t)] = Q_n(t) - \mu \sqrt{2gh(t)} \quad (5.13)$$

З цього рівняння видно, що при стрибкоподібному зростанні витрати $Q_n(t)$ підводиться фракції повинен підвищуватися рівень $h(t)$. Але одночасно внаслідок підвищення рівня зростає також і відводиться потік $Q_o(t)$ і, отже, спостерігається ефект саморегулювання. Таким чином, при регулюванні рівня рідини сила тяжіння грає як би роль негативного зворотного зв'язку. Закон саморегулювання, описуваний рівнянням (4.14), є нелінійним зважаючи на наявність члена. Проведемо лінеаризацію диференціального рівняння

$$\frac{d}{dt} [Ah(t)] + \mu \sqrt{2gh(t)} = Q_n(t) \quad (5.14)$$

(Де A - площа колони) в околиці номінального режиму, т. Е. Припускаючи, що відхилення рівня і витрат від номінальних значень не більше 10%, шляхом заміни нелінійної функції

$$Q = \mu \sqrt{2gh(t)} \quad (5.15)$$

лінеаризованной в околиці номінального режиму:

$$\bar{Q} = \mu \frac{\sqrt{2g}}{2\sqrt{h_0}} \quad (5.16)$$

Тоді

$$A \frac{d\bar{h}}{dt} + \mu \frac{\sqrt{2g}}{2\sqrt{h_0}} \bar{h} = \bar{Q}_n(t) \quad (5.17)$$

У номінальному сталому режимі

$$Q_{no}\mu\sqrt{2gh_o}=Q_{oo} \quad (5.18)$$

Маючи на увазі відповідність

$$\frac{d\bar{h}}{dt} = p\bar{h}(p) \quad (5.19)$$

Після перетворення по Лапласу (4.20) переписується у вигляді:

$$Ap\bar{h}(p) + \mu \frac{\sqrt{2g}}{2\sqrt{h_o}} \bar{h}(p) = \bar{Q}_n(p) \quad \text{або} \quad A \frac{2\sqrt{h_o}}{\mu\sqrt{2g}} p\bar{h}(p) + \bar{h}(p) = \frac{2\sqrt{h_o}}{\mu\sqrt{2g}} \bar{Q}_n(p) \quad (5.20)$$

Помноживши чисельник і знаменник на $\sqrt{h_o}$ отримуємо

$$A \frac{2h_o}{Q_{oo}} p\bar{h}(p) + \bar{h}(p) = \frac{2h_o}{Q_{oo}} \bar{Q}_n(p) \quad (5.21)$$

Використовуємо рівняння (4.19) і отримуємо

$$A \frac{2h_o}{Q_{no}} p\bar{h}(p) + \bar{h}(p) = \frac{2h_o}{Q_{no}} \bar{Q}_n(p) \quad (5.22)$$

Де T - постійна часу об'єкта управління

$$T = A \frac{2h_o}{Q_{no}} \quad (5.23)$$

K - коефіцієнт передачі об'єкта управління

$$K = \frac{2h_o}{Q_{no}} \quad (5.24)$$

Передавальна функція об'єкта управління, що зв'язує надходить витрата \bar{Q}_n і рівень h рідини в околиці номінального режиму $\{Q_{no}; h_o\}$ об'єкта управління має вигляд

$$W(p) = \frac{\bar{h}(p)}{\bar{Q}_n(p)} = \frac{K}{Tp+1} \quad (5.25)$$

Постійна часу T характеризує швидкість саморегулювання при обуренні вхідного потоку. Остання прямо пропорційна площі A поперечного перерізу колони і обернено пропорційна опорю відвідного трубопроводу.

Для нашої системи $T = 20 \frac{2*10}{125} = 3,2$ $K = \frac{2*10}{125} = 0,16$. Дані взяті з даних об'єкта

$$W(p) = \frac{0,16}{3,2p+1} \quad (5.26)$$

Розрахунок передаточної функції датчика тиску [9].

Для даної системної необхідно підтримувати дані в межах від 0 до 150 кПа. Вибірало в якості датчика тиску компанії Aplisens PC-28. До датчика

передбачаються значущі вимоги щодо похибки, в даному датчику мінімальна сумарна похибка. Датчик виконаний у поліамідному корпусі, що дозволяє захистити його від власної середовища. Даний датчик відрізняється мінімальним часом відкликання та високою чутливістю[18]

Технічні характеристики датчика тиску:

- діапазон вимірюваного тиску, МПа від 0,1 до 100;
- вихідний сигнал, мА від 4 до 20;
- вихідна напруга при надмірному тиску, мВ від 0 до 30;
- вихідна напруга при диференціальному тиску, В від 0 до 5;
- вихідна напруга в вакуумі, В від 0 до 10;
- коливання вихідного сигналу, % 0,1;
- час обробки датчиком сигналу, з 0,4;
- + - еквівалентний опір по ланцюгу живлення, кОм 2

Передаточна функція датчика тиску буде

$$W_{\text{ДД}}(p) = \frac{k_{\text{ДД}}}{T_{\text{ДД}}p + 1} \quad (5.27)$$

де $T_{\text{ДД}}=0.4$ – постійна часу датчика тиску(паспортна величина)

$k_{\text{ДД}}$ – коефіцієнт передачі датчика тиску

$$k_{\text{ДД}} = \frac{I_{\text{вих}}}{P_{\text{вх}}} = \frac{0,02}{12000} = 0,00000167$$

$I_{\text{вих}}$ – значення струму вихідного сигналу

$P_{\text{вх}}$ – значення тиску на вході датчика

Загальна передаточна функція буде мати вигляд

$$W(p) = \frac{0,00000167}{0.4p + 1} \quad (5.28)$$

Отримати модель констант нашого об'єкта, щоб оцифрувати числові характеристики наших ланок об'єктів регулювання.

6 РЕАЛІЗАЦІЯ МОДЕЛІ В СЕРЕДОВИЩІ MATLAB

Для того щоб отримувати відповідну концентрацію і високоефективний продукт потрібно підтримувати тиск в колоні, який впливає на температуру кипіння. Для цього будемо багатовимірну систему з урахуванням того, що повинна відпрацьовуватися ця залежність[19,20,21]

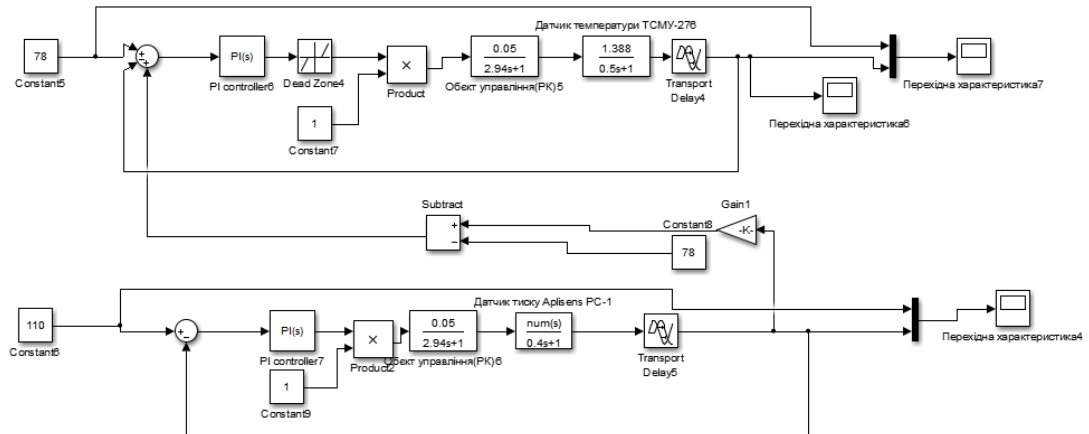


Рисунок 6.1 – Схема для регулювання концентрації з використанням співвідношення температури і тиску

Для початку змодуємо систему без використання ПІД- регулятора і результаті ми отримуємо характеристику, на якій ми бачимо, що в системі присутня затримка в часі, також перерегулювання, яке може впливати на плавність встановлення заданого значення

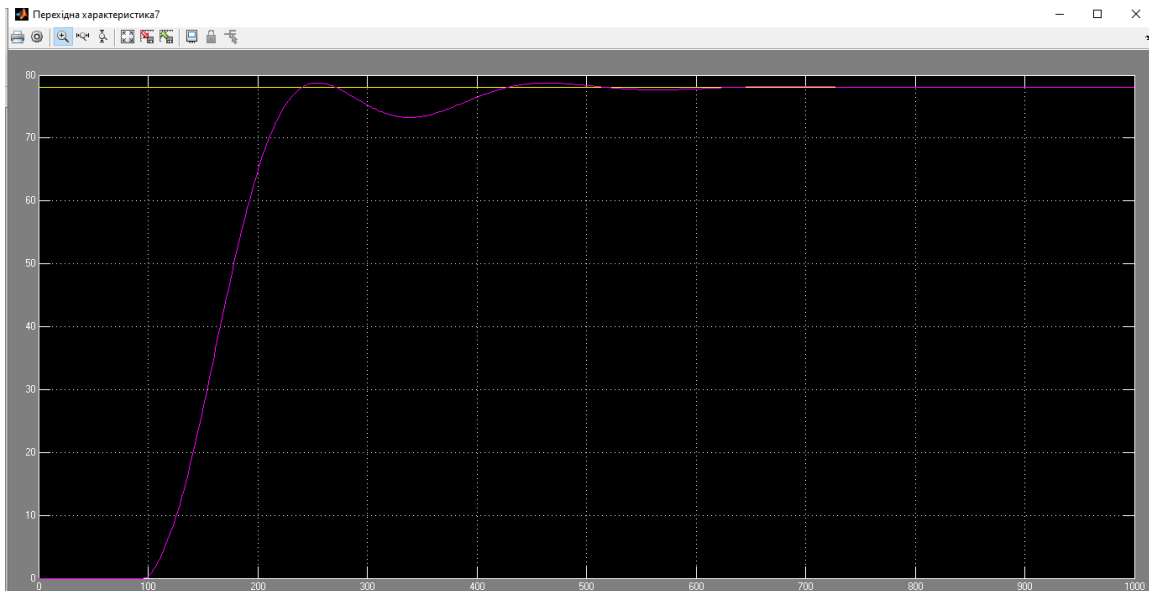


Рисунок 6.2 – Перехідна характеристика для контуру регулювання температури не налаштованого на ПІД-регулятор

Далі зробимо налаштування системи за допомогою нашого регулятора, це здійснюється автоматично з підбором оптимальних коефіцієнтів.

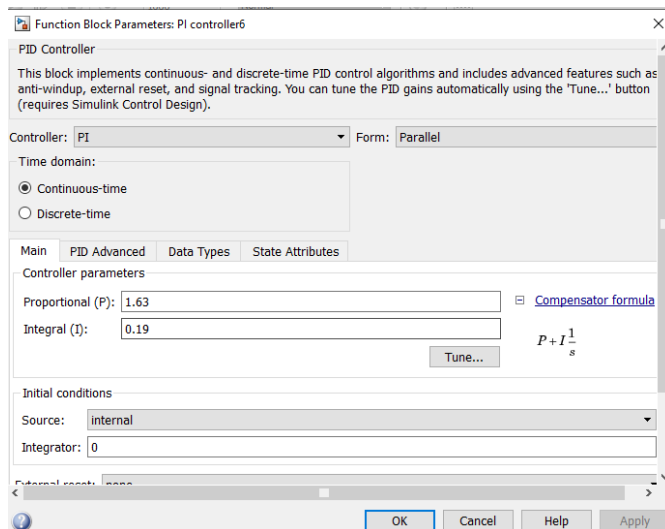


Рисунок 6.3 - Коефіцієнти для налаштування регулятора

З графіку видно, що ми позбулися незначного перерегулювання і час виходу системи на задане значення стало швидше.

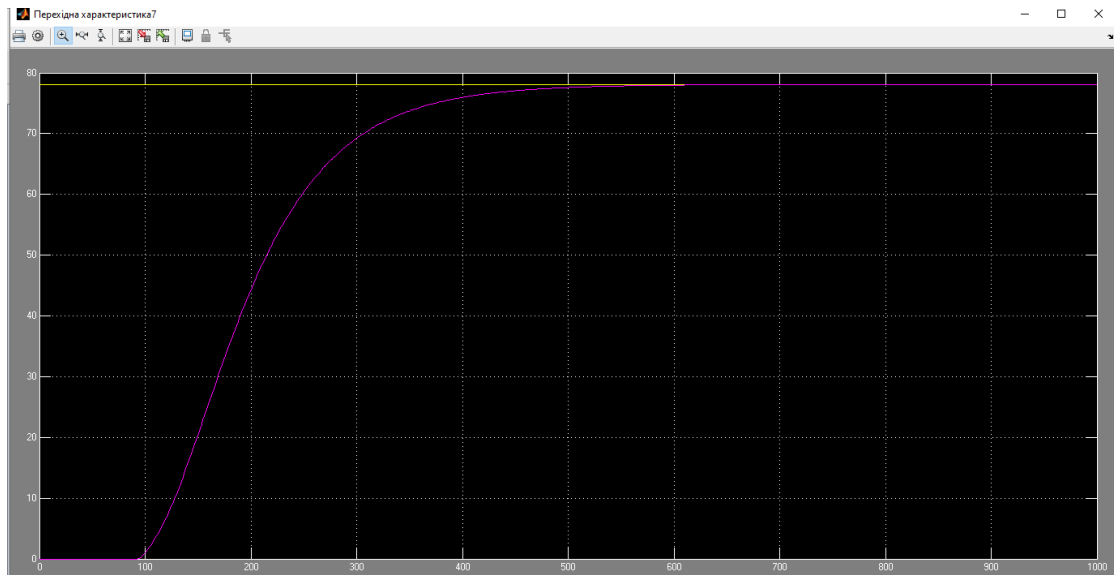


Рисунок 6.4 – Перехідна характеристика для контуру регулювання температури налаштованого на ПД-регулятор

Наявність опису об'єкта не дає відповіді на методи та підходи регулятора об'єкта, тому узагальнювати передаточні функції в просторі станів отримаємо опис об'єкта за допомогою ПФ у формі коші. Можна отримати значення головного параметру при впливі різних значень вхідних величин.

Тепер зробимо аналогічну роботу тільки за допомогою простору станів використовуючи команди в матлабі

Текст програми:

```
W1=tf([0.07], [1.47 3.44 1])
```

```
W1 =
    0.07
```

```
-----
    1.47 s^2 + 3.44 s + 1
```

Continuous-time transfer function.

```
>> f_W1=ss(W1)
```

```
f_W1 =
```

```
a =
```

```

    x1    x2
x1 -2.34 -0.6803
x2  1      0
```

```
b =
```

```

    u1
x1 0.25
x2  0
```

```

c =
      x1    x2
y1    0 0.1905
d =
      u1
y1    0
Continuous-time state-space model.
>> A=[ -2.34 -0.6803;1 0]
A =
  -2.3400  -0.6803
   1.0000    0
>> B=[0.25;0]
B =
   0.2500
   0
>> C=[0 0.1905]
C =
   0  0.1905

>> D=[0]
D =
   0
>> e10p4=ss(A, B, C, D)
e10p4 =
a =
      x1    x2
x1  -2.34 -0.6803
x2   1     0
b =
      u1
x1  0.25
x2   0
c =
      x1    x2
y1    0 0.1905
d =
      u1
y1    0
Continuous-time state-space model.
>> Pp = [-10 -10 ]
Pp =
  -10  -10
>> K=acker(A, B, Pp)
K =
   1.6336

```


0.1977

В результаті ми отримали майже ті самі коефіцієнти, що і в Simulink, що ми можемо і бачити на характеристиці

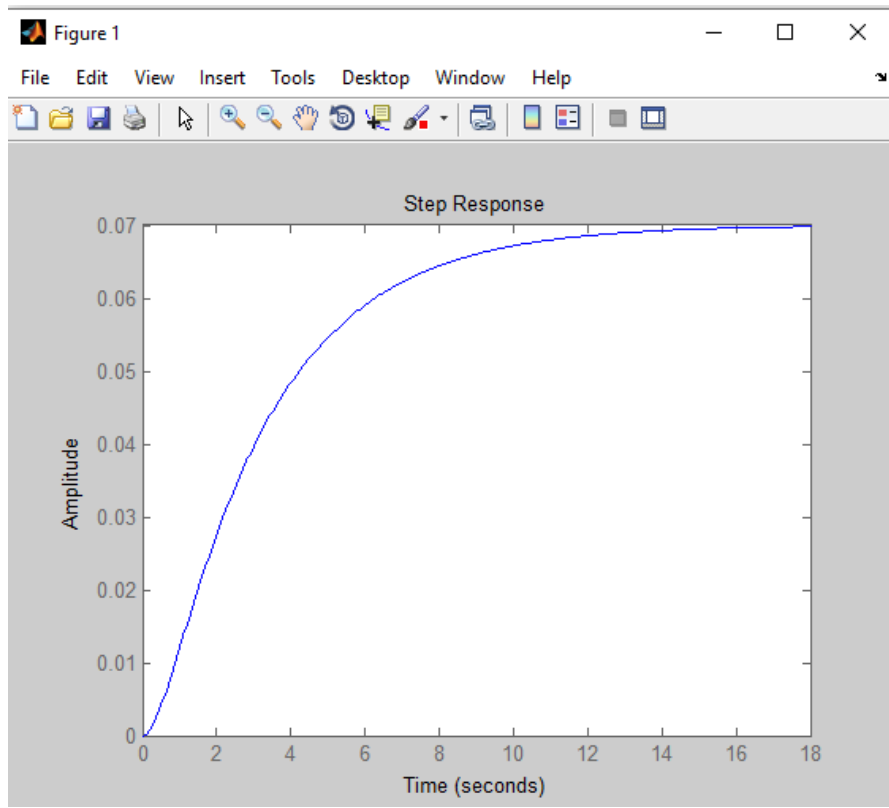


Рисунок 6.5 – Перехідна характеристика для контуру регулювання температури налаштованого на ПД-регулятор

Завдяки простору станів в результаті отримали інструмент для побудови регульованого об'єкта.

Розглянемо другий конур регулювання – це тиск. Тут майже аналогічна ситуація, що ми можемо бачити на графіках. Тут присутня менша затримка в часі, але більше перерегулювання.

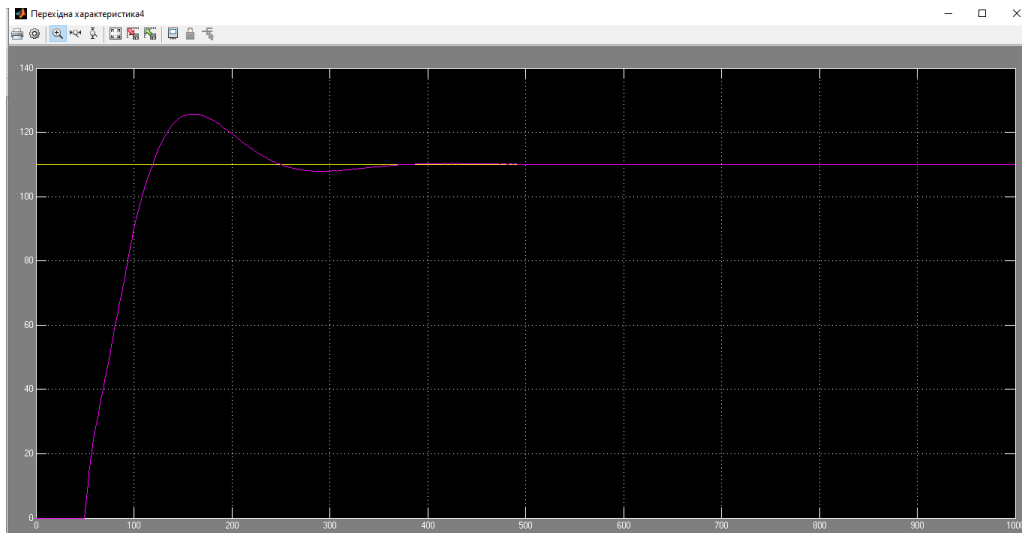


Рисунок 6.6 – Перехідна характеристика для контуру регулювання тиску не налаштованого на ПД-регулятор

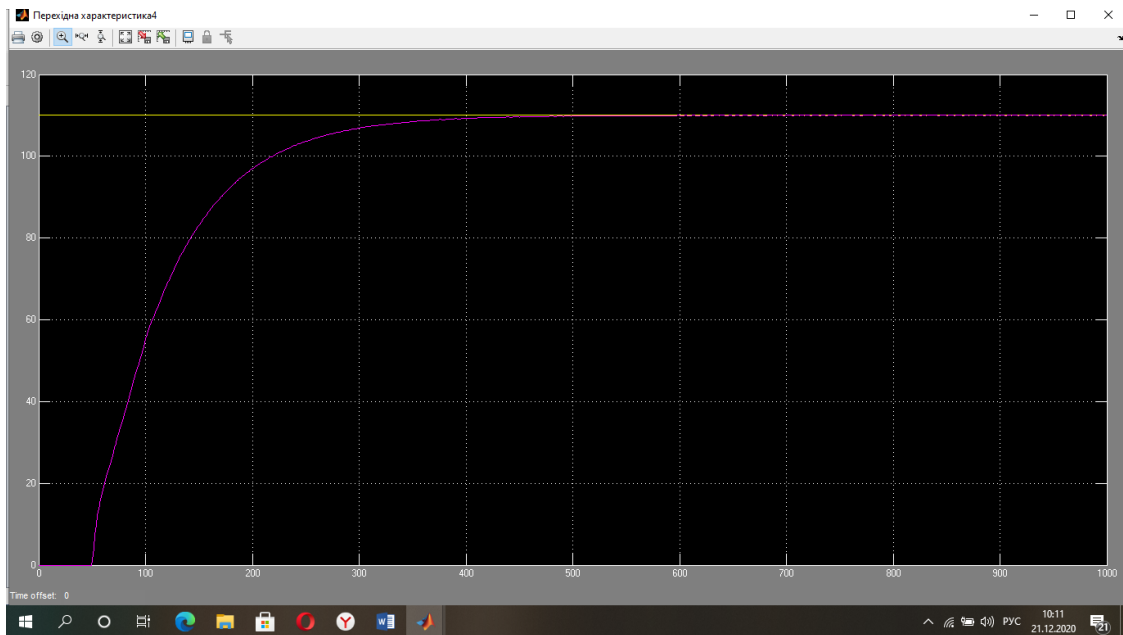


Рисунок 6.7 – Перехідна характеристика для контуру регулювання тиску налаштованого на ПД-регулятор

З графіку видно, що ми позбулися незначного перерегулювання і час виходу системи на задане значення стало швидше.

Текст програми:

$W=tf([0.00002], [1.17 \ 3.34 \ 1])$

$W =$

$2e-05$

```

-----
1.17 s^2 + 3.34 s + 1
Continuous-time transfer function.
>> f_W2=ss(W)
f_W2 =
a =
    x1    x2
x1 -2.855 -0.8547
x2    1    0
b =
    u1
x1 0.003906
x2    0
c =
    x1    x2
y1    0 0.004376
d =
    u1
y1 0
K=acker(A, B, Pp)
K =
    0.16336
    1.6977

```

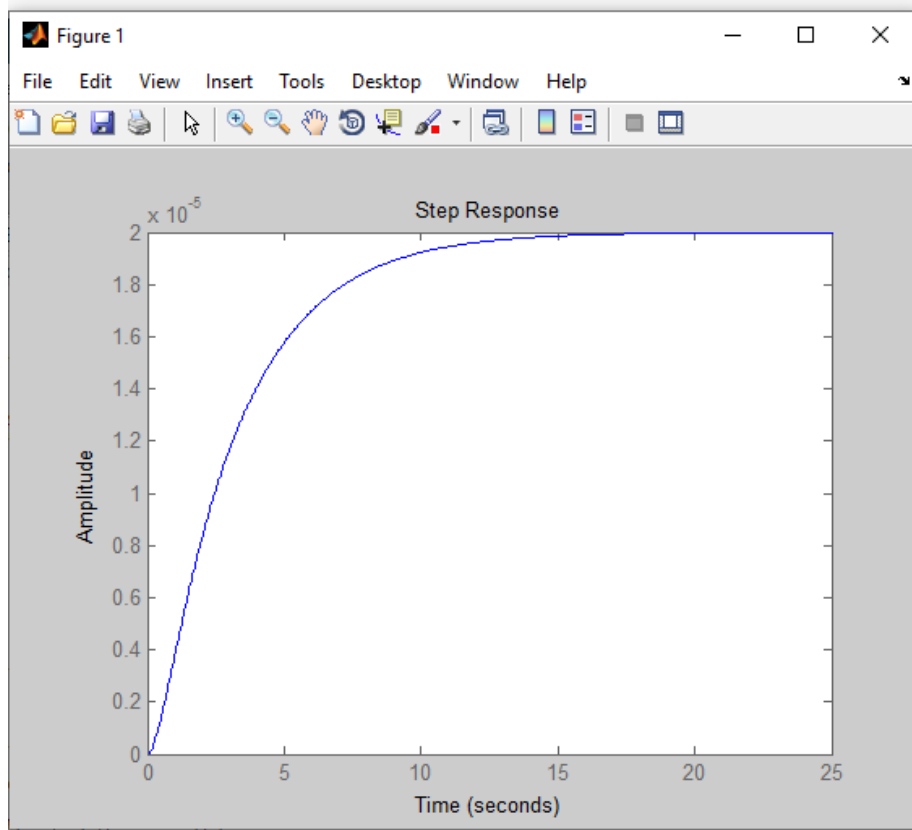


Рисунок 6.8 – Перехідна характеристика для контуру регулювання тиску налаштованого на ПД-регулятор

Далі отримавши загальну ПФ для обох контурів з урахуванням коефіцієнту залежності(0.71) отримуємо загальну перехідну характеристику

Текст програми:

```
A=[-2.34 -0.6803 0 0;1 0 0 0;0 0 -2.855 -0.8547;0 0 1 0]
```

```
A =
```

```
-2.3400 -0.6803 0 0
1.0000 0 0 0
0 0 -2.8550 -0.8547
0 0 1.0000 0
```

```
>> B=[0.25 0 0;0 0 0;0 0.003906 0;0 0 0]
```

```
B =
```

```
0.2500 0 0
0 0 0
0 0.0039 0
0 0 0
```

```
>> C=[0 0.1905 0 0;0 0 0 0.004376;0 0 0 0]
```

```
C =
```

```
0 0.1905 0 0
0 0 0 0.0044
0 0 0 0
```

```
>> D=[0 0 0;0 0 0;0 0 0.71]
```

```
D =
```

```
0 0 0
0 0 0
0 0 0.7100
```

```
>> e10p4=ss(A, B, C, D)
```

```
e10p4 =
```

```
a =
```

```
      x1      x2      x3      x4
x1 -2.34 -0.6803 0 0
x2 1 0 0 0
x3 0 0 -2.855 -0.8547
x4 0 0 1 0
```

```
b =
```

```
      u1      u2      u3
x1 0.25 0 0
x2 0 0 0
x3 0 0.003906 0
x4 0 0 0
```

```
c =
```

```
      x1      x2      x3      x4
y1 0 0.1905 0 0
y2 0 0 0 0.004376
y3 0 0 0 0
```

```

d =
    u1  u2  u3
y1  0   0   0
y2  0   0   0
y3  0   0  0.71

```

Continuous-time state-space model.

```
>> Pp = [-10 -10 -40 -40]
```

```
Pp =
   -10   -10   -40   -40
```

```
K=place(A, B, Pp)
```

```
K =
    0.0019    0.0160
    0.1207    1.0219
```

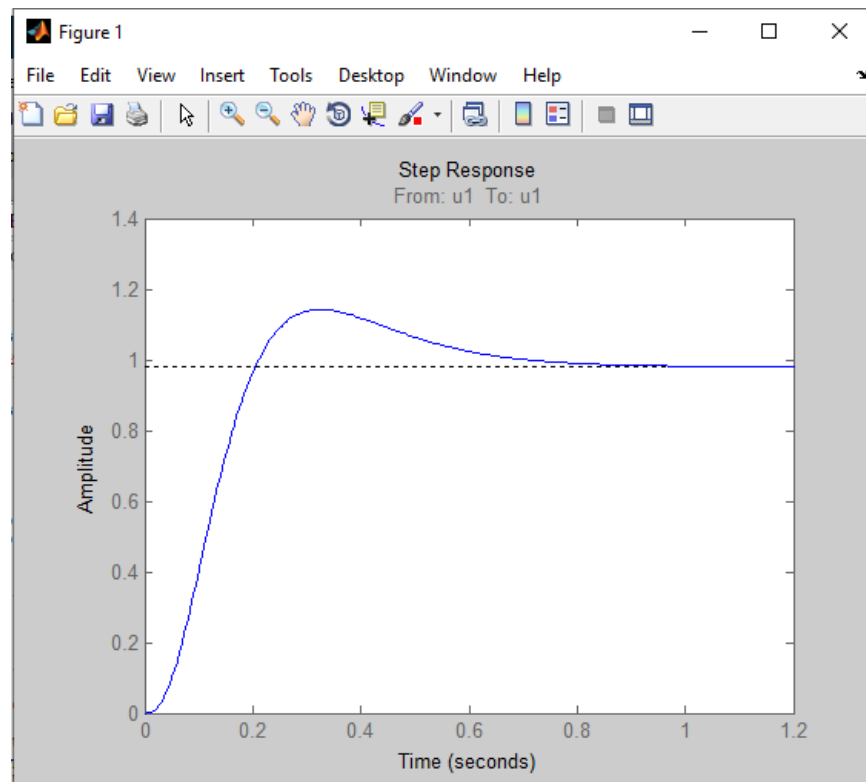


Рисунок 6.9 – Перехідна характеристика для нашої багатовимірної системи

Тут розглядається доволі складна система і отримати ідеальну характеристику просто неможливо. Але отримати оптимальні параметри для її ефективного функціонування можливо. На графіку видно, що в системі присутнє перерегулювання, але час досягнення заданого значення доволі швидкий.

7 СЕРЕДОВИЩЕ ПРОГРАМУВАННЯ

CoDeSys - це повне середовище розробки і програмування ПЛК, яка абсолютно незалежна від запусненої система. CoDeSys насправді є програмою розробки система, заснована на галузі промислової автоматизації.

Користувачі можуть обирати підпрограми редагування різною мовою або функціональні модулі в одному проекті. CoDeSys базується на стандарті IEC61131-3, який може підтримка 6 мов програмування:

1. ST
2. LD
3. IL
4. FBD
5. CFC
6. SFC

Переваги даного середовища:

1. Стандартизація відповідає міжнародному стандарту IEC 61131-3
2. Відкрита, реконфігурована та заснована на компонентах архітектура платформи. CoDeSys надає повністю відкритий компонентний інтерфейс та бібліотеку шаблонів програмування, який легко допоможе користувачам досягти розвитку, заснований на конкретних галузях або спеціальних технічних потребах та повністю підтримує користувачів, які інтегрували власні засоби розробки та технічні модулі (бібліотека) в платформі розробки CoDeSys.
3. Хороша портативність та потужна комунікаційна функція. CoDeSys повністю підтримує CANopen, Profibus, EtherCAT, Modbus, Ethernet / IP , послідовний порт (RS232, RS485) тощо.
4. Відмінна підтримка сторонніх засобів розробки та додатків. OPC, OPC UA функція. Підтримка бази даних інтерфейсу ODBC

ВИСНОВОК

Розглянуто специфіку процес ректифікації спирту як об'єкту керування. Аналіз технологічного процесу ректифікаційної колони показує, що процес характеризується часовими запізненнями при відпрацюванні керуючих впливів.

Щоб отримати продукт високої якості, необхідне точне регулювання концентрації, що досягається підтримкою заданих значень температури і тиску РК.

Розроблена математична модель РК в середовищі Matlab, яка надає змогу опрацьовувати налаштування регулятора врахувати зміну параметрів об'єкту. Здійснено ідентифікацію параметрів системи і визначено ПФ відповідних елементів

Досліджено роботу системи при наявності в ній нелінійних елементів та розподіленого характеру параметрів протікання процесу, що використовується при побудові регулятора об'єкту.

Розглянуто особливості, які потрібно врахувати для покращення параметрів процесу ректифікації.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ІНФОРМАЦІЇ

1. Автоматизация технологических процессов: Пidrучник/ Бородин И.Ф., Судник Ю.А., - М: Колос, 2014. – 344с.
2. Відмінності ректифікації від дистиляції – [Електронний ресурс]. – Режим доступу до ресурсу: <https://www.britannica.com/topic/distilled-spirit/Distillation>
3. Відомості про ректифікацію спирту – [Електронний ресурс]. – <https://www.chestofbooks.com/crafts/mechanics/Workshop-Receipts-2/Alcohol-Rectification.html>
4. Відомості про ректифікацію і концентрацію – [Електронний ресурс]. – <https://present5.com/rectification-it-s-a-obtaining-alcohol-96/>
5. Головні режимні параметри РК – [Електронний ресурс]. – Режим доступу до ресурсу: <http://minispirtzavod.ru/?an=teach3-4>
6. Відомості про різні флегмові числа – [Електронний ресурс]. – <http://elar.nung.edu.ua/bitstream/123456789/3425/1/5255p.pdf>
7. Особливості вибору флегмового числа – [Електронний ресурс]. – <http://masters.donntu.org/2017/fkita/savchuk/diss/index.htm>
8. Нелинейные системы автоматического управление Павлов А.В., Журавлев А.Ю. Конспект лекций – СумДУ, 2016 – 7с.
9. М. В. Крамарев, Л. И. Медведева РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ СИСТЕМЫ АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ СПИРТА С ЦЕЛЬЮ ПОВЫШЕНИЯ ЧИСТОТЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ИСХОДНОЙ СМЕСИ – 2015
10. Л.И. Медведева Л.В. Лебедев Определение математического описания внутренних связей в ректификационной колонне - 2016
11. Н. И. Ульянов, И. Ф. Кузьмицкий АППРОКСИМАЦИЯ АНАЛИТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ ДИНАМИКИ ТЕПЛО- И МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ – 2011

12. Федосов Б. Т. - Багатовимірні об'єкти. Опис, аналіз і управління, Рівняння стану динамічних об'єктів з запізненням - 2014
13. L. Fridman, P. Acosta - Steady Modes in the Multidimensional Relay Control Systems with Time Delay // Functional differential equations, Vol 7, No 3-4 (2016)
14. Jean Jacques Loiseau, Wim Michiels, Silviu-Iulian Niculescu, Rifat Sipahi Topics in Time Delay Systems: Analysis, Algorithms and Control. Lecture Notes in Control and Information Sciences.(2015)
15. Відомості про математичний опис РК – [Електронний ресурс]. – https://nung.edu.ua/files/attachment/avtoreferat_ivanchuk.pdf
16. Ідентифікація об'єктів регулювання – [Електронний ресурс]. – https://studopedia.su/9_47708_Identifikatsiya-objektiv-keruvannya.html
17. Відомості про розрахунок ПФ об'єкта автоматизації – [Електронний ресурс]. – https://works.doklad.ru/view/mff6wIG_E8o.html
18. Відомості про розрахунок ПФ датчика тиску – [Електронний ресурс]. – <https://studfile.net/preview/736700/page:5/#12>
19. Особливості багатовимірних систем – [Електронний ресурс]. – <http://masters.donntu.org/2013/fkita/pavlenko/diss/index.htm>
20. Багатовимірні системи з запізненням – [Електронний ресурс]. – https://openbooks.itmo.ru/read_pribor/6404/6404.pdf
21. Многомерные системы автоматического управления Павлов А.В., Журавлев А.Ю., Алексеенко Г.А., Конспект лекций – СумДУ, 2017 – 20с.