

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»**

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації

(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»

УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ Анатолій ЖУЧЕНКО

“ _____ ” _____ 20__ р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

**за освітньо-професійною програмою «Технічні та програмні засоби
автоматизації»**

зі спеціальності 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

на тему: Автоматизація процесу алкілування

Виконав (-ла): студент (-ка) 2 курсу, групи ЛА-02мп

(шифр групи)

Воробйов Артем Олегович

(прізвище, ім'я, по батькові)

Керівник ст. викл. Жураковський Я.Ю.

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище, ім'я, по батькові)

Консультант _____

(назва розділу)

(науковий ступінь, вчене звання, прізвище, ім'я, по батькові)

Рецензент _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ім'я, по батькові)

Засвідчую, що у цій магістерській
дисертації немає запозичень з праць інших
авторів без відповідних посилань.
Студент

Київ – 2021 року

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Інженерно-хімічний факультет
(повна назва)

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації

(повна назва)

Рівень вищої освіти – другий (магістерський)

Напрямок підготовки 151 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

«__» _____ 20__ р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Воробйову Артему Олеговичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту Автоматизація виробництва алкілату _____,
керівник проекту ст.вик., Жураковський Ярослав Юрійович _____,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «01» листопада 2021р. № 3609-с

2. Термін подання студентом дисертації _____

3. Об'єкт дослідження Процес алкілування ізобутану олефінами _____

4. Вихідні дані математична Математична модель колони дебутанізації;
експертна система відділу алкілування.

5. Перелік завдань, які потрібно розробити Навести аналіз схеми
технологічного процесу виробництва алкілату; вказати особливості перебігу
процесу виробництва алкілату; розробити математичну модель об'єкта
керування; створити експертну систему відділу алкілування.

6. Орієнтовний перелік графічного (ілюстративного) матеріалу матеріали
презентації до захисту магістерської дисертації. _____

7. Орієнтовний перелік публікацій _____

8. Консультанти розділів дисертації*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

9. Дата видачі завдання _____

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Аналіз процесу виробництва алкілату		
2	Розробка схеми автоматизації		
3	Отримання математичної моделі колони дебутанізації та дефлегматора		
4	Дослідження статичного режиму об'єктів		
5	Дослідження динамічного режиму об'єктів		
6	Розробка експертної системи		
7	Розробка стартап – проекту		

Студент

(підпис)

Воробйов А.О.

(ініціали, прізвище)

Керівник проекту

(підпис)

Жураковський Я.Ю.

(ініціали, прізвище)

* Консультантом не може бути зазначено наукового керівника магістерської дисертації.

РЕФЕРАТ

Магістерська дисертація містить пояснювальну записку об'ємом 89 сторінок, 45 рисунків, 34 таблиці, 1 креслення, 1 додаток й 11 літературних джерел. Метою проекту є розроблення системи автоматизації хіміко - технічної системи алкілування ізобутаном, яка забезпечить зменшення втручання людини в роботу системи, збільшить ефективність використання енергетичних ресурсів та покращить якість продукції з метою підвищення економічної ефективності виробництва в цілому.

Одним з основних апаратів, що забезпечує якість вихідного продукту та впливає на економічні показники, є ректифікаційна колона, для якого розроблена модель статичного та динамічного режимів роботи й побудовані відповідні статичні й динамічні характеристики за каналами керування та збурення.

Розроблена база знань експертної системи діагностувального та прогнозувального типів, та створення нечіткої системи для процесу алкілування.

Також був створений стартап – проект «Бот – аварійна ситуація», проведено аналіз внутрішнього за зовнішнього середовища, проведено аналіз конкурентоспроможності, а також розроблено ринкову стратегію проекту.

При виконанні магістерської дисертації були використані методи теорії автоматичного керування та математичного моделювання.

Основні результати дисертації можуть бути використані для попередньої оцінки параметрів налаштування реальних систем керування та в якості дидактичних матеріалів курсу «Проектування систем керування».

Ключові слова: ізобутан, алкілат, ректифікаційна колона як об'єкт керування, схема автоматизації, математична модель, статична характеристика, передатна функція, перехідна характеристика, канал керування.

ABSTRACT

The master's dissertation contains an explanatory note of 89 pages, 45 figures, 34 tables, 1 drawings, 1 appendix and 11 references. The aim of the project is to develop a system for automation of chemical-technological system of alkylation with isobutane, which will reduce human intervention in the system, increase energy efficiency and improve product quality to improve the economic efficiency of production as a whole.

One of the main devices that ensures the quality of the source product and affects economic performance is the distillation column, for which a model of static and dynamic modes of operation has been developed and the corresponding static and dynamic characteristics of control and perturbation channels are built.

The knowledge base of the expert system of diagnostic and prognostic types and the creation of a fuzzy system for the alkylation process have been developed.

Also, a startup was created - the project "Bot - an emergency situation", an analysis of the internal and external environment, an analysis of competitiveness, as well as developed a market strategy for the project.

The methods of the theory of automatic control and mathematical modeling were used in the master's dissertation.

The main results of the dissertation can be used for preliminary assessments of the parameters of setting up real control systems and the quality of didactic materials of the course "Design of control systems".

Key words: isobutane, alkylate, distillation column as control object, automation system functional diagram, mathematical model, static characteristic, transfer function, transient characteristic, control channel.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	8
1.АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЇ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АЛКІЛАТУ ЯК ОБ’ЄКТА КЕРУВАННЯ.....	9
1.1. Опис технологічного процесу виробництва алкілату.....	9
1.2. Технологічні апарати та їх особливості функціонування	12
1.2.1. Ректифікаційна колона, схема та робота	12
1.2.2. Реактор алкілування, схема та робота.....	13
1.2.3. Дефлегматор, схема та робота	15
1.3. Фізико – хімічні залежності процесів виробництва алкілату	16
1.4. Порівняння існуючих технологій алкілування.....	17
2. МОДЕЛЮВАННЯ ДО ПРОЦЕСІВ В АПАРАТАХ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АЛКІЛАТУ.....	19
2.1. Статичний режим роботи апаратів та розрахунок характеристик	19
2.1.1. Тепловий і матеріальний баланс колони дебутанізації.....	19
2.1.2. Тепловий і матеріальний баланс дефлегматора.....	32
2.2. Динамічні властивості роботи апаратів у технологічній схемі виробництва алкілату	41
2.2.1. Динамічні властивості колони дебутанізації як об’єкта керування	41
2.2.2. Динамічні властивості дефлегматора як об’єкта керування	48
3. СТВОЕННЯ ТА ВИКОРИСТАННЯ БАЗИ ЗНАНЬ ЕКСПЕРТНОЇ СИСТЕМИ ДІАГНОСТУВАЛЬНОГО ТА ПРОГНОЗУВАЛЬНОГО ТИПІВ ..	57
3.1. Аналіз технологічних об’єктів керування відділенням алкілування для створення експертної системи.....	57

3.2.	Створення бази даних для аналізу станів об'єктів процесу виробництва алкілату	58
3.3.	Обґрунтування вибору інформативних технологічних змінних для аналізу аварійних ситуацій	60
3.4.	Створення нечіткої системи керування	60
3.4.1.	Обґрунтування для створення нечіткої системи керування, визначення її структури	60
3.4.2.	Вибір та опис лінгвістичних змінних.....	61
3.4.3.	Створення нечіткої математичної моделі об'єкта керування.....	62
3.4.4.	Розробка правил продукції нечіткої системи керування	69
3.4.5.	Результати реалізації нечітких моделей та систем засобами <i>MatLab</i>	74
4.	РОЗРОБКА СТАРТАП – ПРОЕКТУ «БОТ – АВАРІЙНА СИТУАЦІЯ»...	79
4.1.	Початок розробки, ідея, властивості переваги	79
4.2.	Аналіз маркетингового середовища	80
4.2.1.	Аналіз внутрішнього середовища	80
4.2.2.	Аналіз зовнішнього середовища.....	82
4.2.3.	Аналіз факторів мікрорекламного середовища	84
4.3.	Конкурентний аналіз компанії	86
4.4.	Розроблення ринкової стратегії проекту.....	89
	Висновки	93
	СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	94
	ДОДАТОК 1	96

ВСТУП

Нафтопереробне виробництво є розвиненою галуззю промисловості і є невід'ємною частиною життя людства. Не зважаючи на розвиток альтернативної енергетики в даний момент неможливо виключити із споживання такий продукт як алкілат (високооктановий бензин), а отже тема роботи є актуальною.

Процес виробництва алкілату розглядається як об'єкт дослідження. Процес досить складний, а тому можуть виникнути аварійні ситуації, при яких буде пошкоджене обладнання або виготовлено неякісний продукт.

Для ефективної роботи технологічного процесу виробництва алкілату, необхідно розробити систему контролю і керування температурними режимами в апаратах.

Предметом дослідження є система керування яка забезпечить зменшення втручання людини в роботу системи, збільшить ефективність використання енергетичних ресурсів та покращить якість продукції з метою підвищення економічної ефективності виробництва в цілому.

Новизна роботи полягає в розробці математичних моделей процесів в технологічних апаратах та розробці бази знань експертної системи діагностувального та прогнозувального типів, що збільшує ефективність регулювання параметрів процесу виробництва алкілату.

1.АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЇ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АЛКІЛАТУ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

1.1. Опис технологічного процесу виробництва алкілату

Для отримання якісного продукту, а саме високооктанового бензину, на нафтопереробних підприємствах використовують процес алкілування, який полягає в приєднанні олефінового вуглеводню до ізопарафінового за допомогою каталізатора, при цьому каталізатори поділяють на два види:

- Сірчана кислота
- Флуоридна(фтористоводнева) кислота

В даній роботі використовувався сірчаний каталізатор через меншу токсичність, можливість регенерації, та більшу екологічну безпеку.

Виробництво сірчаноокислотного алкілування призначене для переробки бутан-бутиленової фракції(ББФ) з метою отримання високооктанового бензину(алкілату). Процес отримання алкілату здійснюється при низьких температурах в реакторі змішування, з використанням для змішування реакційної суміші мішалок, в якості каталізатора реакції алкілування використовується сірчана кислота з концентрацією 98-92%. Низька температура в реакторі 4-8°C підтримується за рахунок випаровування ізобутану.

Реакція алкілування полягає в приєднанні олефінового вуглеводню до ізопарафінового за допомогою каталізатора. Також на виробництві отримують такі не цільові продукти як н-бутан, пропан та ізобутан.

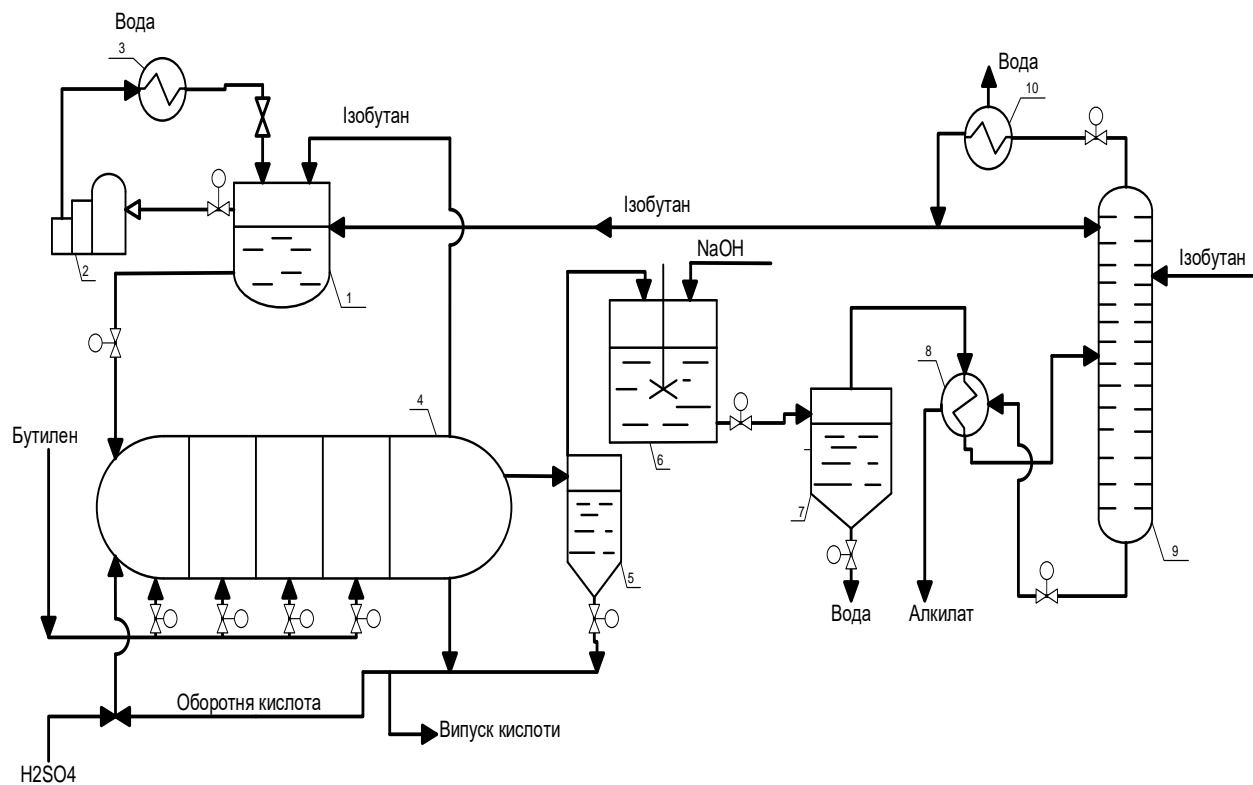
Розглянемо технологічну схему виробництва алкілату представлену на Рис.1.1. ББФ надходить в 12 реакційних зон в реакторі де відбувається основна реакція отримання алкілату в присутності 96-98% сірчаної кислоти в якості каталізатора. Отримана суміш продукції реакції і кислоти перетікає в ємність відстійник, в якій відбувається розкладання за рахунок різниці щільності.

Кислота відкачується від ємності, змішується зі свіжою кислотою та знову подається в реактор алкілування. Вуглеводні в ємності, звільненні від кислоти, відкачуються, та потрапляють на лужне та водяне промивання для нейтралізації частини захопленої кислоти. Суміш реагує з лугом, при цьому відбувається процес нейтралізації захопленої кислоти. Непрореаговані вуглеводні та луки розділяються в відстійнику, після чого вуглеводні потрапляють в ємність для промивання водою, та ємність відстійник.

Після промивки суміш вуглеводнів потрапляє на 4 тарілку деізобутанізатора, пари ізобутану з верху колони, після конденсації в апаратах охолодження, потрапляють в рекфлюсну ємність, з якої основна частина ізобутану подається в колону в якості зрошення, інша частина подається в якості рециркуляту на вхід до реактора, де змішується з новою сировиною.

З куба колони рідина подається на 14 тарілку колони дебутанізації, де аналогічно до попередньої колони, відбувається виділення із суміші вуглеводнів н-бутану, який в якості не головного продукту відкачується з установки.

Відділений від ізобутану і н-бутану алкілат відбирається з куба колони та потрапляє в товарно – сировинний парк в якості основного продукту виробництва.



1 – ресивер, 2 – компресор, 3,10 – холодильники, 4, – реактор алкілування, 5, 7 – сепаратори, 6 – нейтралізатор, 8 – теплообмінник, 9 – колона дебутанізації.

Рисунок 1.1. Технологічна схема процесу виробництва алкілату

1.2. Технологічні апарати та їх особливості функціонування

1.2.1. Ректифікаційна колона, схема та робота

Ректифікація(дистиляція) – є єдиною технікою поділу, яка здатна фракціонувати рідку суміш на її чисті складові. Недоліками перегонки є ризик термічної деградації виду та висока потреба в енергії.

Основний принцип ректифікації полягає в тісному контакті рідини з паром, щоб відбувався масообмін між двома співіснуючими фазами. Рушійною силою міжфазного масообміну є прагнення кожної системи досягти стану рівноваги. Тому для проектування процесів дистиляції дуже важливо добре знання рівноваги парів і рідини. При перегонці концентрації пари (y) і рідини (x) повинні бути різними.^[1]

У ректифікаційній установці рідина знаходиться в точці кипіння, а пара в точці роси. Рідка суміш знаходиться при температурі кипіння, якщо сума парціальних тисків усіх компонентів дорівнює загальному тиску системи. Відповідно до цієї умови рідка суміш наближається до точки кипіння або за рахунок підвищення температури, або за рахунок зниження тиску. Аналогічно парна суміш досягає точки роси або за рахунок зниження температури, або збільшення тиску. Область між точками кипіння та точки роси використовується в процесах дистиляції.

Тобто, при русі пари з середньої частини колони в верхню відбувається збагачення низькокиплячим компонентом. Вже збагачена пара виводиться з апарату в конденсатор-дефлегматор. Отриманий конденсат частково повертається у процес, а інша частина подається у верхню тарілку як флегма. Флегма необхідна для забезпечення сталості складу фаз, що взаємодіють на тарілках верхньої колони. При переході флегми з однієї тарілки на іншу зверху вниз, кількість низькокиплячих компонентів зменшується, а висококиплячих – збільшується.^[2]

Колони поділяють за способом роботи на колони постійної та періодичної дії.

В даній роботі використовується колона безперервної дії через особливості технологічного процесу та зазначені нижче переваги.

Переваги колони безперервної дії:

- Технологічний процес не змінюється, що дозволяє виконати точне налаштування, зменшує вартість обслуговування та значно полегшує автоматизацію процесу;
- Немає проміжків між операціями, що значно підвищує ефективність апарату;
- Можливість використання тепла самої установки, а саме кубового залишку, що значно скорочує витрати.

Також варто зазначити, колони поділяють на декілька типів, а саме:

- Тарілчасті;
- Насадкові;
- Плівкові;
- Роторні.

1.2.2. Реактор алкілування, схема та робота

На виробництві сірчаноокислотного алкілування за технологією «STRATCO» використовується каскадний реактор. Реактор являє собою горизонтальну циліндричну ємність з еліптичними днищем, діаметром 4,5 м. і довжиною 44 метра. Ємність укомплектована штуцерами для входу та виходу вуглеводню і сірчаної кислоти, а також штуцерами для під'єднання приладів вимірювання.

В середині реактор розділений глухою еліптичною перегородкою на дві секції, високого та низького тиску, з'єднанні між собою трубопроводом. В кожній секції знаходиться по шість камер змішування забезпечених

вертикально розміщеними мішалками. Камери розмежовані між собою переливними перепонами, привід мішалки працює від електродвигуна через редуктор, до редуктору за допомогою пружинної муфти закріплений вал на якому розміщені гвинти, знизу вал зафіксовано в опорному підшипнику, що встановлений в центраторі. По напрямленню потоку, створюваному при оберті гвинтів, змонтоване кільце з соплами призначене для вводу вхідної сировини.

В кінці кожної секції передбачена зона відстоювання продуктів реакції. Для рівномірного розподілу суміші каталізатора та хладагенту на вході, над першою камерою секції високого тиску змонтована розподільна коробка, секція низького тиску обладнана камерою вводу, яка складається з вигнутого патрубку, зносостійкої накладки та переливної перепони. Вихідні штуцери секцій обладнані анти-вихровими приладами.

Для отримання доступу всередину апарату обслуговуючому персоналу, задля проведення ремонтних робіт, призначені люки-лази.

Корпус апарату встановлюється на двох сталевих опорах, одна з яких рухома, а інша – ні. Така конструкція дозволяє компенсувати температурні зміни розміру корпусу.

Оскільки, продукти реакції виводяться з реактора самопливно, він встановлюється вище ємності відстоювання продуктів реакції, та обладнується сходами й майданчиками з огорожами.

Суміш вуглеводнів подається окремо в кожну з 12 реакційних камер через кільця з соплами. Сопла спрямовані догори, тобто проти потоку, що створює гвинт, при активному перемішуванні відбувається реакція алкілування бутілену олефінами з низькою молекулярною вагою, при каталізаторі – сірчаній кислоті. Продукт реакції – ізопарфіни з більшою молекулярною масою, які характеризуються винятковою стабільністю, повним згорянням та високими антидетонаційними властивостями.

Для охолодження зони реакції в реактор подається хладагент – циркулюючий ізобутан в камеру високого тиску, температура в реакторі

знижується через часткове випаровування та відвід парів ізобутану через штуцера в верхній частині корпусу. Потік реагентів з першої секції у другу відбувається за рахунок перепаду тиску між секціями.

Вихід і якість алкілату визначаються властивостями сировини, каталізатору та параметрами технологічного режиму.

1.2.3. Дефлегматор, схема та робота

Дефлегматор – це пристрій, призначений для часткової конденсації багатокomпонентного потоку пари. Потік пари тече вертикально вгору, а конденсат(конденсована пара) під дією сили тяжіння стікає вниз. Таким чином, потік пари і конденсат рухаються протитечією і знаходяться в безпосередньому контакті один з одним.

Крім теплообміну між потоком пари та охолоджуючим середовищем, відбувається передача маси між парою що підіймається та осідаючим конденсатом. Пар, що виходить з пристрою, зосереджений в більш летких компонентах, в той час як конденсат багатший на менш леткі компоненти.

В даній роботі для відводу тепла з колони ректифікації використовується дефлегматор.

За наявності дефлегматора певна частина вихідних парів утворює дистиллят, інша ж частина, так звана флегма, подається назад у колону для зрошення. Для спрощення конструкції, а також зменшення витрат на обслуговування, дефлегматор встановлюють зверху колони, що дає змогу сконденсованій рідині самостійно стікати на верхню тарілку ректифікаційної колони. При встановленні дефлегматора в верхній частині колони з'являється можливість зібрати пари дистилляту, що зменшить парове навантаження.

Перевагою даного методу є:

- Значне зменшення витрати охолоджувальної сировини та поверхні конденсатора;

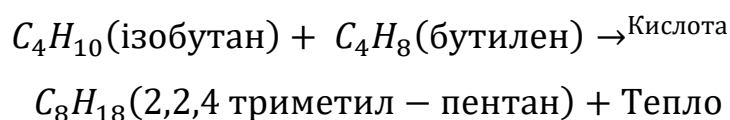
- Зміна навантаження на дефлегматор за рахунок зменшення парового потоку;
- Зменшення витрат тепла.

Недоліком даного методу є:

- Збільшення інтенсивності корозії теплообміннику;
- Ускладнення схеми конструкції ректифікаційної колони.

1.3. Фізико – хімічні залежності процесів виробництва алкілату

Основною реакцією сірчаноокислотного алкілування є поєднання ізопрафіну х олефіном для отримання високооктанового продукту в присутності кислотного каталізатора



Існує також ряд побічних реакцій за участю олефіну та кислоти, які призводять до утворення небажаних високомолекулярних полімерів. Ці полімерні види знижують октанове число та підвищують витрати на отримання якісного алкілату. Одночасна переробка сировини пропілену та 2-метил-2-бутену(амілену) з бутиленом може призвести до реакцій переносу водню, які створюють пропан та ізопентан, одночасно зменшуючи вихід алкілату, та збільшуючи споживання ізобутану.

Хоча реакція перенесення водню подібна до тих, що відбувається при HF – алкілуванні, їх величина не така велика для сірчаної кислоти.

Спільна переробка пропілену та амілену з бутиленом можлива в установці алкілування з сірчаною кислотою, оптимальні умови реактора для кожної сировини є різними, і є переваги щодо споживання кислоти та продукту, якщо ці продукти оброблюються в окремих реакторних системах.

Обладнання для відокремлення компонентів пропілену, бутилену та амілену перед установкою алкілування може знадобитися додатково, якщо потрібен окремий реактор для обробки цих компонентів.

Найважливішими змінними, що впливають на вихід алкілату та селективність є:

- Температура
- Концентрація кислоти
- Концентрація ізобутану
- Властивості сировини

1.4. Порівняння існуючих технологій алкілування

Наразі існує декілька компаній, що володіють патентами на передові технології алкілування, наведемо їх у табл.1.1

Таблиця 1.1 – Підсумок технологій алкілування

Компанія	Stratco	ExxonMobil	CDAlky
Конфігурація реактора	Кожухотрубчастий теплообмінник зі змішувачем	Реактор із змішаним потоком	Вертикальний реактор із запатентованим статичним змішувачем
Метод охолодження	Емульсія реактора в оболонці	Хладагент змішаний з реагентами, випаровується з реакційної суміші	Хладагент змішують у статичному змішувачі

Температура реакції	4-10°C	4-10°C	0°C
Тиск під час реакції	413 кПа	68-103 кПа	-
Фаза реакції	Кислотно- безперервна емульсія	Кислотно- безперервна емульсія	-
Співвідношення ізобутану/олефіну	8:1 або більше	8:1 або більше	-
Співвідношення кислоти/вуглеводню	50%/50%	50%/50%	-
Норма споживання кислоти	47.93- 71.9 кг/м3 алкілата	47.93- 71.9 кг/м3 алкілата	Менше на 50% від традиційного процесу
Вихід алкілату	0.283 м3/год олефіна	0.283 м3/год олефіна	0.283 м3/год олефіна

2. МОДЕЛЮВАННЯ ДО ПРОЦЕСІВ В АПАРАТАХ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АЛКІЛАТУ

2.1. Статичний режим роботи апаратів та розрахунок характеристик

2.1.1. Тепловий і матеріальний баланс колони дебутанізації

Визначними параметрами колони дебутанізації є:

- Температура сировини;
- Температура верху та низу колони;
- Флегмове число.

На вхід колони надходить суміш вуглеводнів з якої потрібно вилучити бутан. Вихідний продукт відбирається знизу колони.

Показники технологічного режиму процесу виробництва алкілату приведені нижче у табл.2.1

Таблиця 2.1 - Показники технологічного режиму процесу виробництва алкілату

Назва параметра	Позначення	Значення	Розмірність
Витрата вхідної суміші вуглеводнів	F_s	1728	м ³ /год
Теплоємність вхідної суміші	c_s	3.650	кДж/(кг·К)
Температура вхідної суміші	t_s	293	К
Витрата кубового залишку	F_k	1220	м ³ /год

Температура кубового залишку	t_K	330	К
Теплоємність кубового залишку	c_K	2.9	кДж/(кг·К)
Витрата рециркуляту	F_R	990	м ³ /год
Теплоємність рециркуляту	c_R	2.9	кДж/(кг·К)
Температура рециркуляту	t_R	385	К
Витрата флегми	F_F	350	м ³ /год
Теплоємність флегми	c_F	3.260	кДж/(кг·К)
Температура флегми	t_F	300	К
Витрата бінарної суміші	F_B	510	м ³ /год
Теплоємність бінарної суміші	c_B	3.260	кДж/(кг·К)
Температура бінарної суміші	t_B	355	К
Витрата охолоджувального агенту	F_W	665	м ³ /год
Теплоємність охолоджувального агенту	c_W	2.9	кДж/(кг·К)
Температура охолоджувального агенту	t_{w1}	280	К

агенту на вході в дефлегматор			
Температура охолоджувального агента на виході в дефлегматор	t_{w2}	300	К

На рис 2.1. зображено спрощену схему колони дебутанізації(ректифікаційної) в процесі виготовлення алкілату.

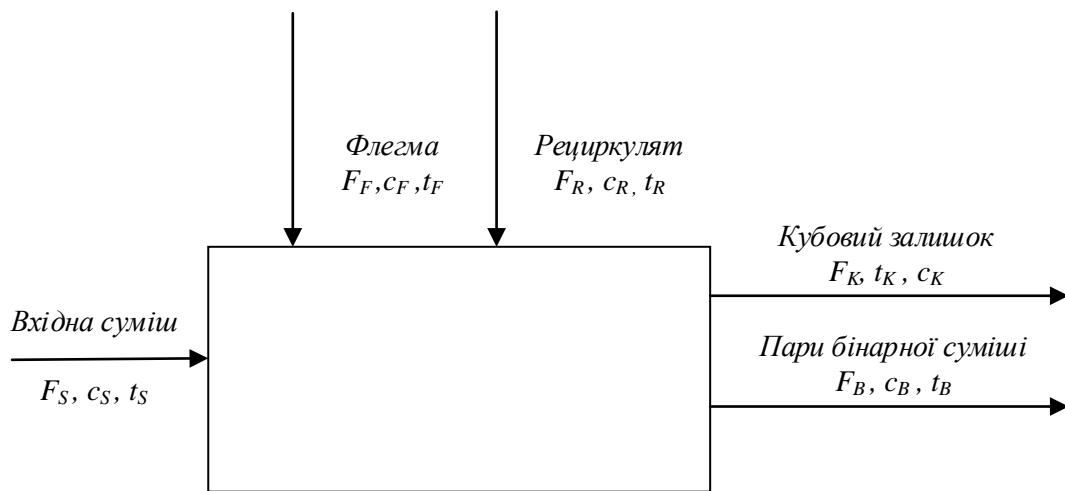


Рис.2.1. Спрощена схема колони дебутанізації

F_S – витрата вхідної суміші вуглеводнів;

F_R – витрата рециркуляту, що подається в колону;

F_F – витрата флегми, що подається в колону;

F_K – витрата кубового залишку, що відводять з колони;

F_B – витрата бінарної суміш, що відводять з колони.

Запишемо матеріальний баланс апарату:

$$F_S + F_R + F_F - F_K - F_B = 0. \quad (2.1)$$

Зважаючи на те, що одним з визначальних параметрів процесу є температура, надалі будемо розглядати тепловий баланс.

Тепловий баланс колони дебутанізації матиме наступний вигляд:

$$Q_S - Q_K + Q_R - Q_{Per} - Q_{Ot} - Q_{Pr} = 0, \quad (2.2)$$

де:

- Q_S – кількість тепла вуглеводнів, що надходить до апарату дебутанізації;

$$Q_S = F_S c_S t_S; \quad (2.3)$$

- Q_K – кількість тепла, що виходить з кубовим залишком знизу колони;

$$Q_K = F_K c_R t_K; \quad (2.4)$$

- Q_R – кількість тепла рециркуляту, що надходить до апарату дебутанізації;

$$Q_R = F_R c_R t_R; \quad (2.5)$$

- Q_{Per} – кількість тепла, що передається від стінок нагрівача до суміші;

$$Q_{Per} = F_K (t_K - t_F); \quad (2.6)$$

- Q_{Ot} – кількість тепла, що передається (втрати) в навколишнє середовище;

$$Q_{Ot} = 0.2 F_R c_R t_R; \quad (2.7)$$

- Q_{Pr} – кількість тепла, що необхідне для нормального протікання процесу;

$$Q_{Pr} = Q_S + Q_R; \quad (2.8)$$

$$Q_F - Q_B + Q_{Per} = 0, \quad (2.9)$$

де:

- Q_F – кількість тепла, що виходить з потоком флегми до верхньої тарілки;

$$Q_F = F_F c_F t_F; \quad (2.10)$$

- Q_B – кількість тепла, що виходить з потоком пари бінарної суміші;

$$Q_B = F_B c_B t_B; \quad (2.11)$$

Отже, статичний режим об'єкта представлений наступними рівняннями (2.2) та (2.9).

$$Q_S - Q_K + Q_R - Q_{Per} - Q_{Ot} - Q_{Pr} = 0;$$

$$Q_F - Q_B + Q_{Per} = 0.$$

Рівняння статичного режиму об'єкта в повній формі матимуть наступний вигляд:

$$F_S c_S t_S - F_K c_R t_K + F_R c_R t_R - F_K (t_K - t_F) - 0.2 F_R c_R t_R \quad (2.12)$$

$$- (F_S c_S t_S + F_R c_R t_R) q_1 = 0;$$

$$F_F c_F t_F - F_B c_B t_B + F_K (t_K - t_F) = 0. \quad (2.13)$$

Зважаючи на те, що важливою складовою якісного товару є температура, керованою величиною обираємо температуру кубового залишку колони дебутанізації.^[3]

На рис.2.2. у вигляді структурно – параметричної схеми зображені залежності в колоні дебутанізації.

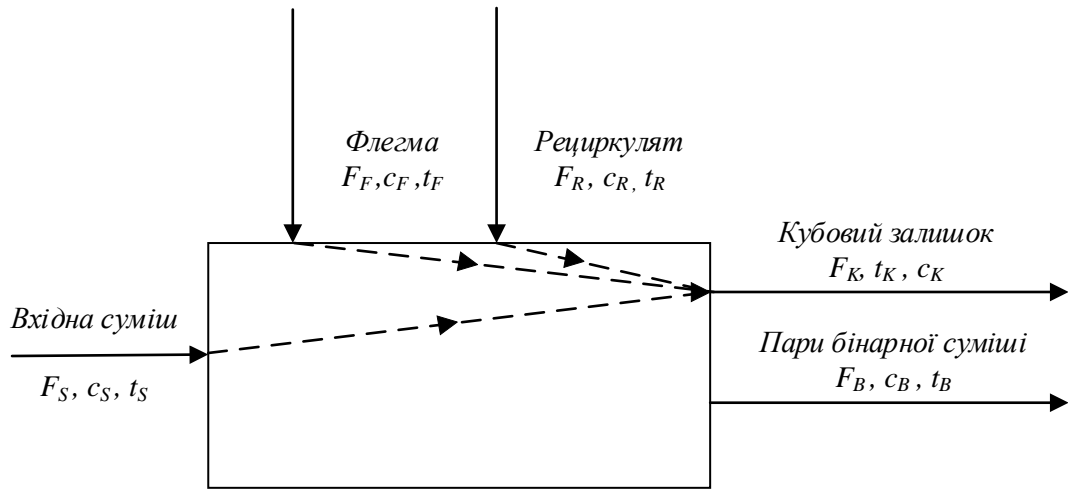


Рис.2.2 Структурно – параметрична схема колони дебутанізації

З рівняння (2.13) знаходимо температуру флегми t_F :

$$t_F = \frac{F_B c_B t_B - F_K t_K}{F_F c_F - F_K}. \quad (2.14)$$

Підставляємо отриманий результат t_F у рівняння (2.12) та виражаємо керовану величину, а саме температуру кубового залишку t_K :

$$F_S c_S t_S - F_K c_R t_K + F_R c_R t_R - F_K \left(t_K - \frac{F_B c_B t_B - F_K t_K}{F_F c_F - F_K} \right) - 0.2 F_R c_R t_R - (F_S c_S t_S + F_R c_R t_R) q_1 = 0;$$

$$t_K = \frac{F_S c_S t_S + F_K c_R t_R - 0.2 F_R c_R t_R - (F_S c_S t_S + F_R c_R t_R) q_1}{F_R c_R + F_K - F_K \frac{-F_K}{F_F c_F - F_K}} + \frac{F_K \left(\frac{F_B c_B t_B - F_K t_K}{F_F c_F - F_K} \right)}{F_R c_R + F_K - F_K \frac{-F_K}{F_F c_F - F_K}}. \quad (2.15)$$

Визначимо залежності відносно температури кубового залишку t_K :

- Залежність температури кубового залишку від витрати вхідної суміші:

$$t_K = f_1(F_S); \quad (2.16)$$

- Залежність температури кубового залишку від температури вхідної суміші:

$$t_K = f_2(t_S); \quad (2.17)$$

- Залежність температури кубового залишку від витрати рециркуляту:

$$t_K = f_3(F_R); \quad (1.18)$$

- Залежність температури кубового залишку від температури рециркуляту:

$$t_K = f_4(t_R); \quad (2.19)$$

- Залежність температури кубового залишку від витрати флегми:

$$t_K = f_5(F_F); \quad (2.20)$$

- Залежність температури кубового залишку від витрати бінарної суміші:

$$t_K = f_6(F_B); \quad (2.21)$$

- Залежність температури кубового залишку від температури бінарної суміші:

$$t_K = f_7(t_B). \quad (2.22)$$

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.16)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.2 та наведемо графік на рисунку 2.3.

Таблиця 2.2. Результати вимірів статичної характеристики для залежності 2.16

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
F_S	1708	1713	1718	1723	1728	1733	1738	1743	1748

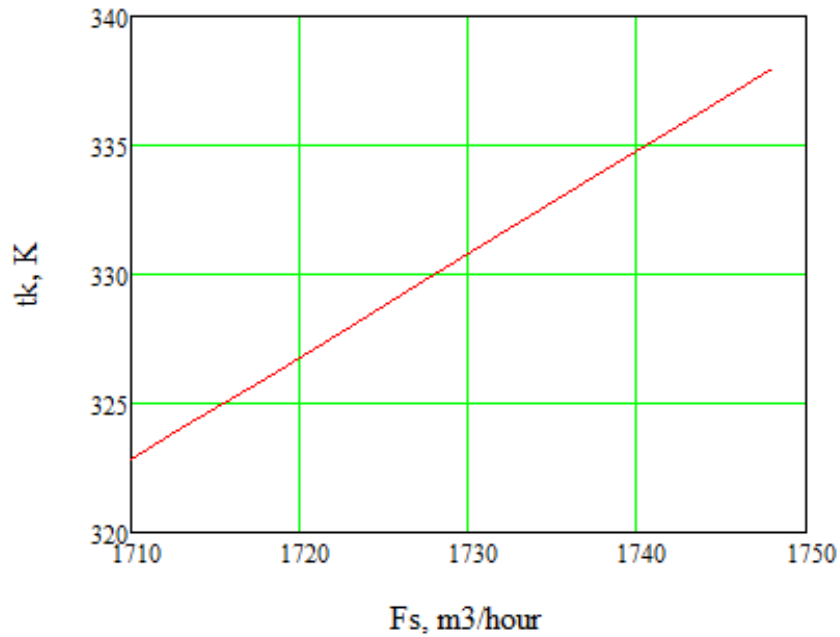


Рис.2.3. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від витрати вхідної суміші.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.17)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.3 та наведемо графік на рисунку 2.4.

Таблиця 2.3. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
t_s	285	287	289	291	293	295	297	299	301

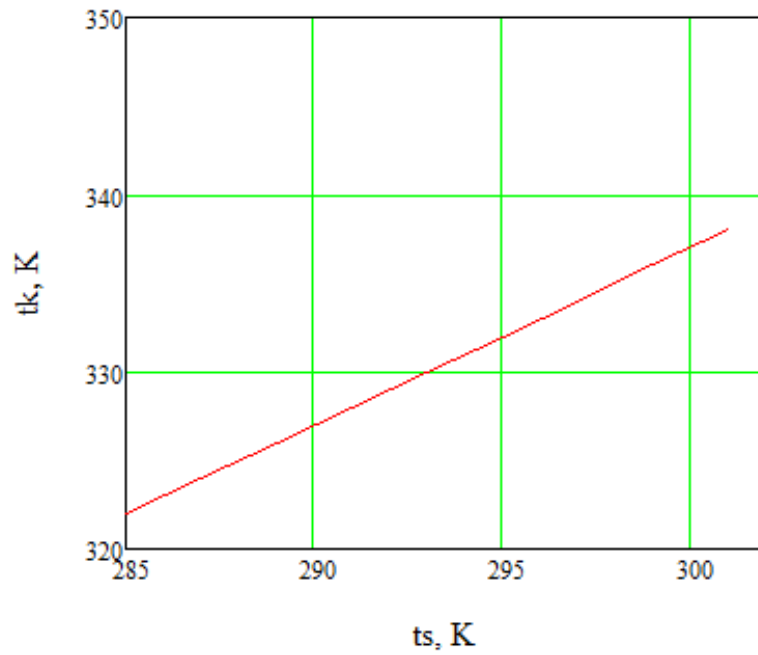


Рис.2.4. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від температури вхідної суміші.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.18)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.4 та наведемо графік на рисунку 2.5.

Таблиця 2.4. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
F_R	978	981	984	987	990	993	996	999	1002

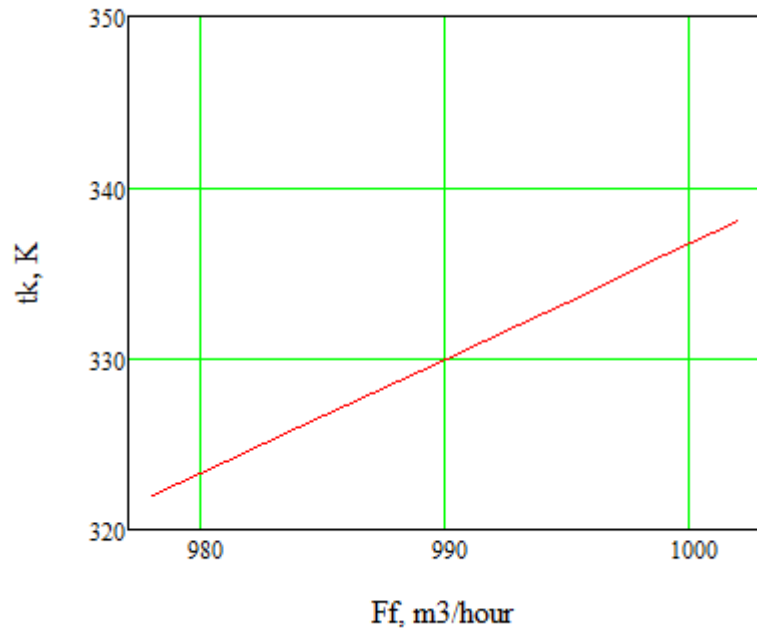


Рис.2.5. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від витрати рециркуляту.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.19)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.5 та наведемо графік на рисунку 2.6.

Таблиця 2.5. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t _k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
t _R	373	376	379	382	385	388	391	394	397

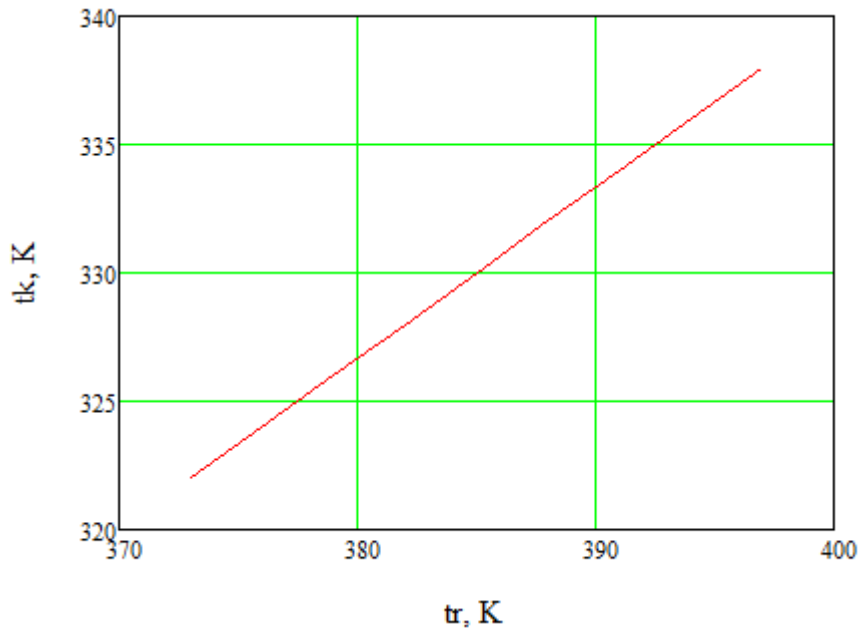


Рис.2.6. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від температури рециркуляту.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.20)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.6 та наведемо графік на рисунку 2.7.

Таблиця 2.6. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
F_F	339	341	344	347	350	353	356	359	362

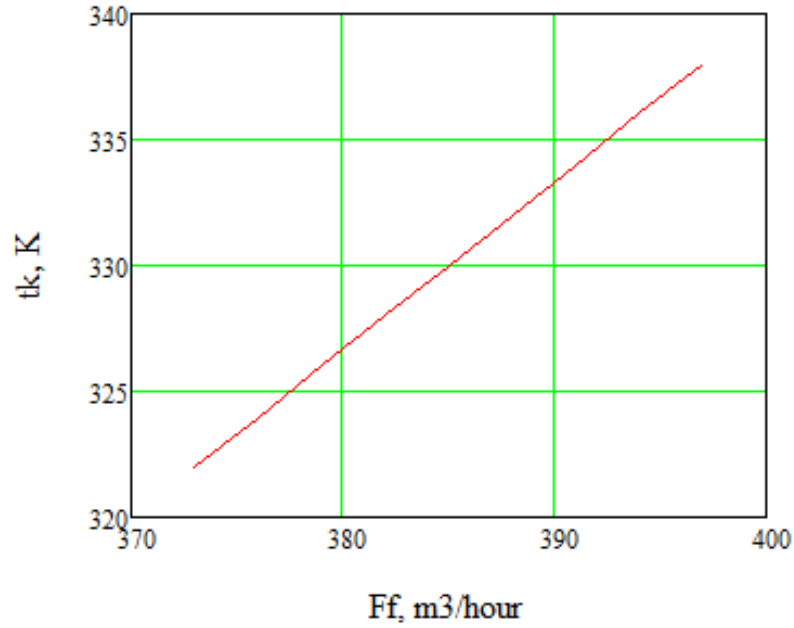


Рис.2.7. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від витрати флегми.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.21)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.7 та наведемо графік на рисунку 2.8.

Таблиця 2.7. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
F_B	498	501	504	507	510	513	516	519	522

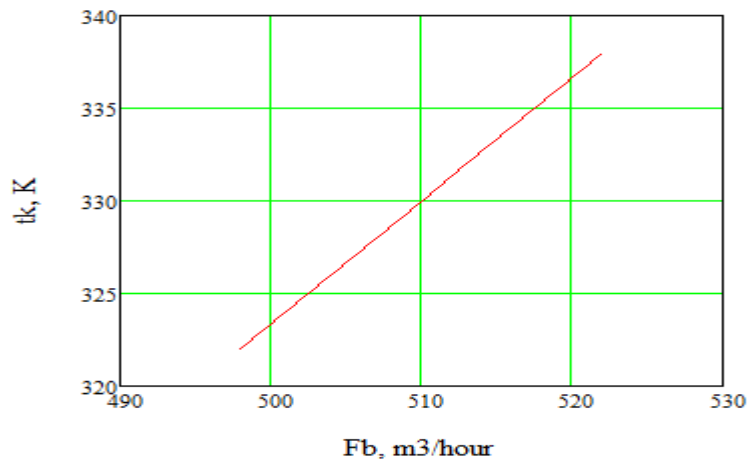


Рис.2.8. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від витрати бінарної суміші.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.15) для залежності (2.22)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.8 та наведемо графік на рисунку 2.9.

Таблиця 2.8. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_k	322	324	326	328	330	332	334	336	338
t_B	343	346	349	352	355	358	361	364	367

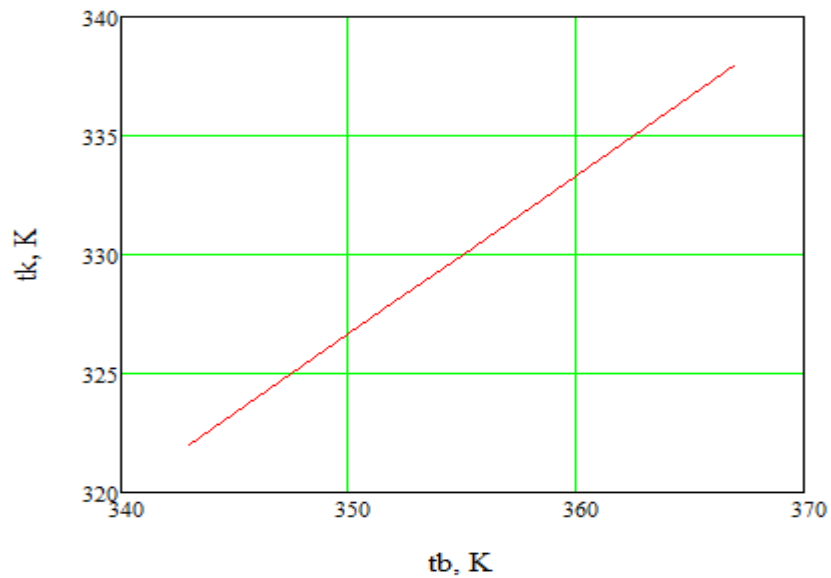


Рис.2.9. Статична характеристика залежності температури кубового залишку від температури бінарної суміші.

2.1.2. Тепловий і матеріальний баланс дефлегматора

Дефлегматор є важливим доповненням до колони дебутанізації, оскільки дає можливість знизити витрати на подачу тепла, що значно знижує витрати охолоджувального агенту.

На рис.2.10. показано спрощену схему дефлегматора в процесі виготовлення алкілату.

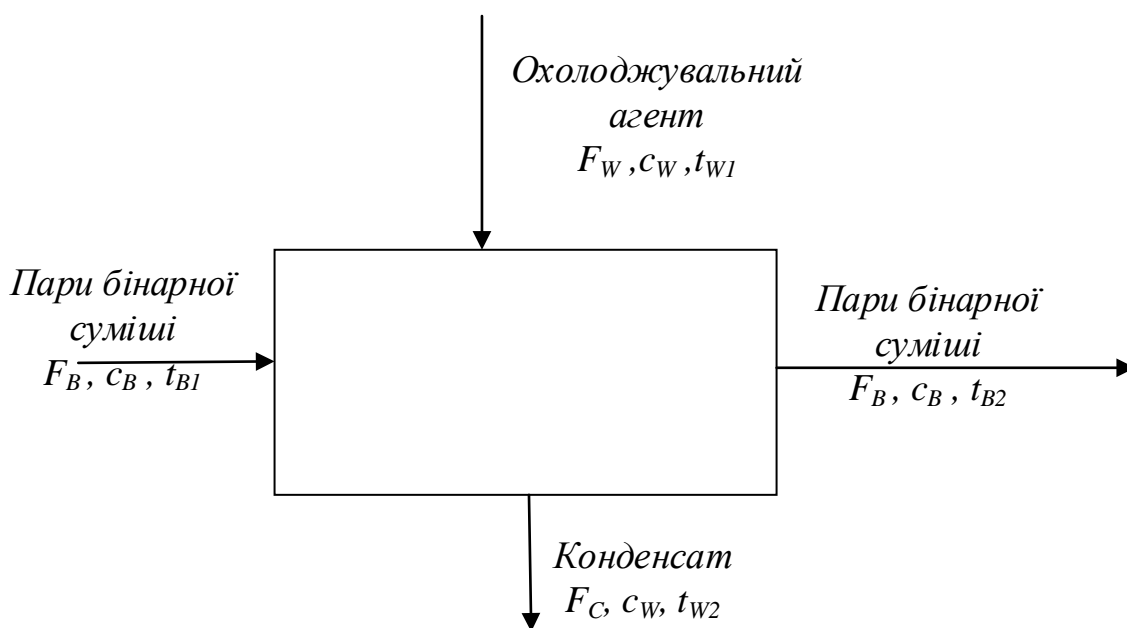


Рис. 2.10. Схема дефлегматора в процесі виготовлення алкілату.

F_B – витрата парів бінарної суміші, що надходить до дефлегматора з колони ректифікації;

F_W – витрата охолоджувального агенту, що надходить до апарату задля охолодження;

F_{B2} – витрата парів бінарної суміші, що залишають дефлегматор;

F_C – витрата конденсату, що залишає дефлегматор.

$$F_B + F_W - F_{B2} - F_C = 0.$$

Оскільки найважливішим параметром для отримання алкілату в колоні дебутанізації з дефлегматором є температура, запишемо тепловий баланс.

Тепловий баланс дефлегматора матиме наступний вигляд:

$$Q_W - Q_C + Q_{Per} = 0; \quad (2.23)$$

де:

Q_W – кількість тепла, що надходить в дефлегматор з потоком охолоджувального агента;

$$Q_W = F_W c_W t_{W1}; \quad (2.24)$$

Q_C – кількість тепла, що виходить з дефлегматора з потоком конденсату;

$$Q_C = F_W c_W t_{W2}; \quad (2.25)$$

Q_{Per} – кількість тепла, що передається від стінок нагрівача до суміші;

$$Q_{Per} = F_K (t_K - t_{W2}); \quad (2.26)$$

$$Q_{B1} - Q_{B2} - Q_{Per} - Q_{Ot} + Q_{Pr} = 0; \quad (2.27)$$

де:

Q_{B1} – кількість тепла, що входить із потоком парів бінарної суміші в дефлегматор;

$$Q_{B1} = F_{B1} c_{B1} t_{B1}; \quad (2.28)$$

Q_{B2} – кількість тепла, що виходить з потоком флегми в дефлегматор;

$$Q_{B2} = F_{B1} c_{B2} t_{B1}; \quad (2.29)$$

Q_{Pr} – кількість тепла, що необхідне для нормального протікання процесу;

$$Q_{Pr} = F_{B1} c_{B1} t_{B1}; \quad (2.30)$$

Q_{Ot} – кількість тепла, що передається(втрати) в навколишнє середовище;

$$Q_{Ot} = 0.2(Q_{Pr} + Q_{B1}); \quad (2.31)$$

Отже, статичний режим об'єкта представлений наступними рівняннями (2.23) та (2.27).

$$\begin{aligned} Q_W - Q_C + Q_{Per} &= 0; \\ Q_{B1} - Q_{B2} - Q_{Per} - Q_{Ot} + Q_{Pr} &= 0. \end{aligned}$$

Рівняння статичного режиму об'єкта в повній формі матимуть наступний вигляд:

$$F_W c_W t_{W1} - F_W c_W t_{W2} + F_K (t_{B2} - t_{W2}) = 0. \quad (2.32)$$

$$\begin{aligned} F_{B1} c_{B1} t_{B1} - F_{B1} c_{B2} t_{B1} - F_K (t_{B2} - t_{W2}) \\ - 0.2(F_{B1} c_{B1} t_{B1} + F_{B1} c_{B1} t_{B1}) + F_{B1} c_{B1} t_{B1} = 0. \end{aligned} \quad (2.33)$$

Зважаючи на те, що важливою складовою отримання якісного товару є температура, керованою величиною обираємо температуру парів бінарної суміші, що виходить з апарату:

На рис. 2.11 у вигляді структурно-параметричної схеми зображені залежності в дефлегматорі.

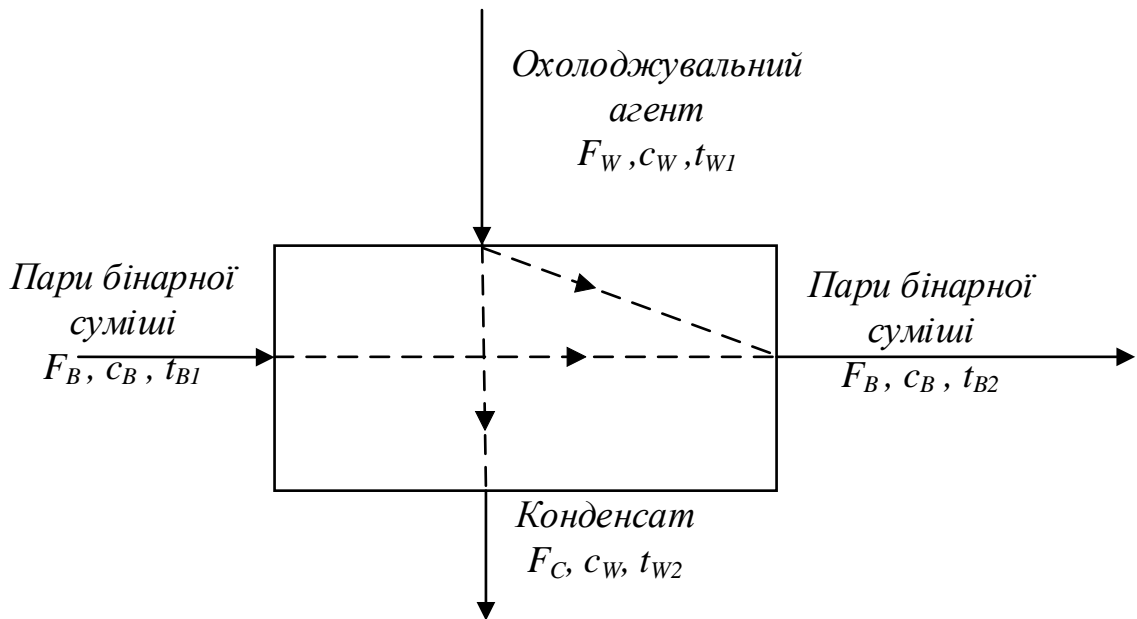


Рис.2.11 Структурно – параметрична схема дефлегматора.

З рівняння (2.32) знаходимо температуру конденсату t_{W2} :

$$t_{W2} = \frac{F_W c_W t_{W1} - F_K t_K}{F_K + F_W c_W} \quad (2.34)$$

Підставляємо отриманий результат t_{W2} в рівняння (2.33), та виражаємо керовану величину, а саме вихідну температуру парів бінарної суміші t_{B2} :

$$\begin{aligned}
 & F_{W1} c_{W1} t_{W1} - F_{B1} c_{B2} t_{B1} - F_K \left(t_K - \frac{F_W c_W t_{W1} - F_K t_K}{F_K + F_W c_W} \right) \\
 & - 0.2(F_{B1} c_{B1} t_{B1} + F_{B1} c_{B1} t_{B1}) + F_{B1} c_{B1} t_{B1} = 0; \\
 & t_{B2} = \frac{F_{B1} c_{B1} t_{B1} + F_K \frac{F_W c_W t_{W1}}{F_K + F_W c_W}}{F_{B1} c_{B1} + F_K - F_K \frac{F_K t_K}{F_K + F_W c_W}} \\
 & - \frac{0.2(F_{B1} c_{B1} t_{B1} - F_{B1} c_{B1} t_{B1}) + F_{B1} c_{B1} t_{B1}}{F_{B1} c_{B1} + F_K - F_K \frac{F_K t_K}{F_K + F_W c_W}}.
 \end{aligned} \quad (2.35)$$

Визначимо залежності відносно температури бінарної суміші на виході t_{B2} :

- Залежність температури бінарної суміші від витрати охолоджувального агенту:

$$t_{B2} = f_1(F_W); \quad (2.36)$$

- Залежність температури бінарної суміші від температури охолоджувального агенту:

$$t_{B2} = f_2(t_{W1}); \quad (2.37)$$

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.35) для залежності (2.36)
Отримані дані занесемо до таблиці 2.9 та наведемо графік на рисунку 2.12.

Таблиця 2.9. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_{B2}	310.2	310.103	310.70	310.01	309.990	309.970	309.950	309.925	309.7
F_W	653	656	659	662	665	668	671	674	676

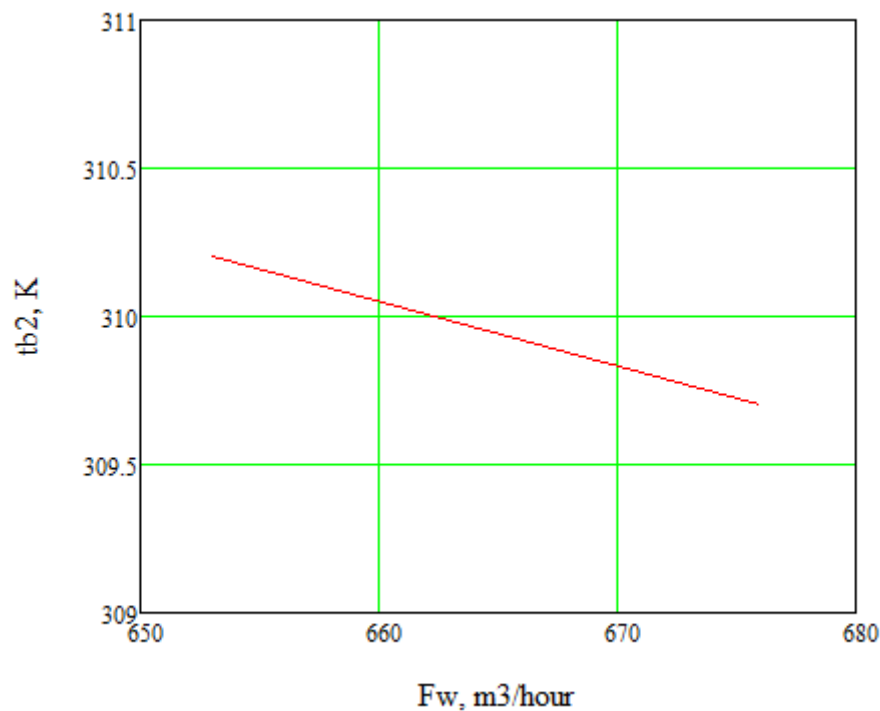


Рис.2.12 Статична характеристика залежності температури бінарної суміші від витрати охолоджувального агенту.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.35) для залежності (2.37)
Отримані дані занесемо до таблиці 2.10 та наведемо графік на рисунку 2.13.

Таблиця 2.10. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_{B2}	309.6	310.3	311.8	312.98	313.73	315.07	315.88	317.38	318.3
t_{W1}	272	274	276	278	280	282	284	286	288

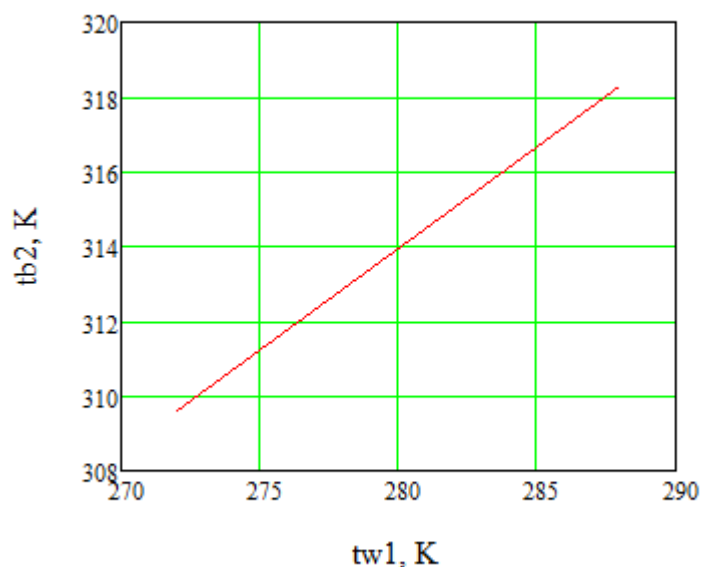


Рис.2.13 Статична характеристика залежності температури бінарної суміші від температури охолоджувального агента.

Запишемо рівняння для статичної характеристики за каналами «температура бінарної суміші на виході від витрати бінарної на вході в дефлегматор» та «температура бінарної суміші на виході від температури бінарної суміші на вході в дефлегматор»

Статична характеристика матиме наступний вигляд:

$$Q_{B1} - Q_{B2} + Q_W - Q_C - Q_{Ot} + Q_{Per} = 0. \quad (2.38)$$

Рівняння статичного режиму об'єкта в повній формі матиме наступний вигляд:

$$F_{B1}c_{B1}t_{B1} - F_{B1}c_{B2}t_{B1} + F_Wc_Wt_{W1} - F_Wc_Wt_{W2} - 0.2(Q_{Pr} + Q_{B1}) + F_K(t_K - t_{W2}) = 0. \quad (2.39)$$

З рівняння (2.39) знаходимо температуру бінарної суміші на виході з апарату:

$$t_{B2} = \frac{0.8F_{B1}c_{B1}t_{B1} + F_Wc_Wt_{W1} - F_Wc_Wt_{W2} + F_{B1}c_{B1}t_{B1}}{F_{B1}c_{B1}}. \quad (2.40)$$

Визначимо залежності відносно температури бінарної суміші на виході t_{B2} :

- Залежність температури бінарної суміші на виході від витрати бінарної суміші на вході в дефлегматор:

$$t_{B2} = f_3(F_{B1}); \quad (2.41)$$

- Залежність температури бінарної суміші на виході від температури бінарної суміші на вході в дефлегматор:

$$t_{B2} = f_4(t_{B1}). \quad (2.42)$$

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.40) для залежності (2.41)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.11 та наведемо графік на рисунку 2.14.

Таблиця 2.11. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_{B2}	308.3	308.52	308.74	308.98	309.23	309.43	309.62	309.89	310.11
F_{B1}	502	504	506	508	510	512	514	516	518

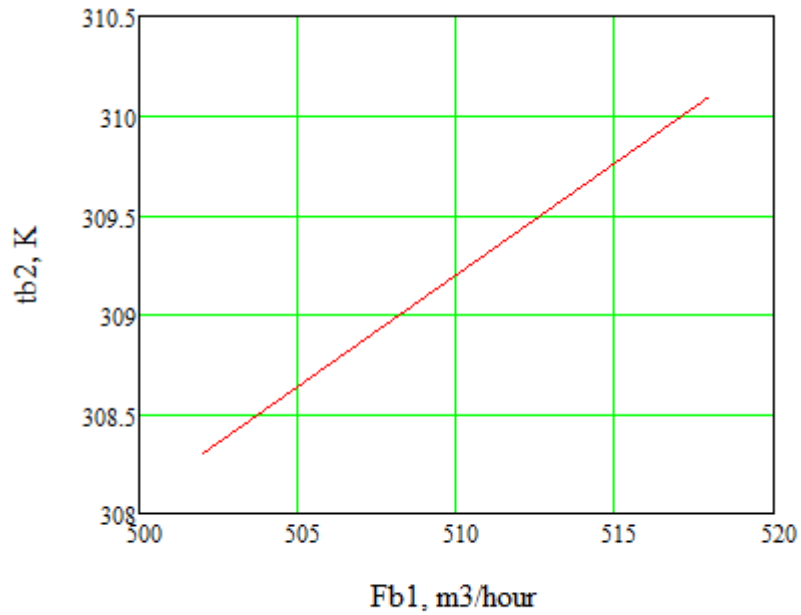


Рис.2.14 Статична характеристика залежності температури бінарної суміші від витрати бінарної суміші на вході в апарат.

Побудуємо статичну характеристику за формулою (2.40) для залежності (2.42)

Отримані дані занесемо до таблиці 2.12 та наведемо графік на рисунку 2.15.

Таблиця 2.12. Результати вимірів статичної характеристики для залежності

t_{B2}	300.91	302.65	304.55	306.29	308.18	310	312.05	313.79	315.68
t_{B1}	347	349	351	353	355	357	359	361	363

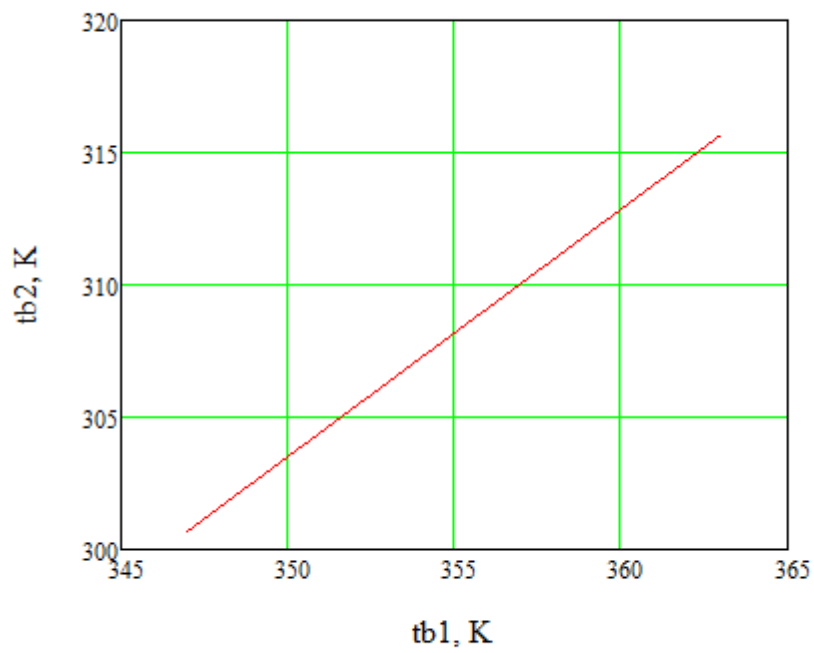


Рис.2.15 Статична характеристика залежності температури бінарної суміші на виході в апарат від температури бінарної суміші на вході в апарат.

2.2. Динамічні властивості роботи апаратів у технологічній схемі виробництва алкілату

2.2.1. Динамічні властивості колони дебутанізації як об'єкта керування

Колону дебутанізації умовно поділимо на дві частини для спрощення записів.

Отримане рівняння динаміки для нижньої частини колони дебутанізації має наступний вигляд:

$$Q_S - Q_K + Q_R - \Delta Q_{Per} - Q_{Ot} - Q_{Pr} = V_N c_N \rho_N \frac{dt_k}{d\tau} \quad (2.43)$$

Додаткові дані для розрахунку:

- Об'єм вхідної суміші вуглеводнів, що надходить в колону дебутанізації:
 $V_N = 15 \text{ м}^3$
- Теплоємність вхідної суміші вуглеводнів, що надходить в апарат:
 $c_N = 2.9 \text{ кДж/ (кг}\cdot\text{К)}$
- Густина вхідної суміші вуглеводнів, що надходить в колону дебутанізації:
 $\rho_N = 694.8 \text{ кг/ м}^3$

Рівняння динаміки для нижньої частини колони дебутанізації в повній формі:

$$F_S c_S t_S - F_K c_R t_K + F_R c_R t_R - F_K (t_K - t_F) - 0.2 F_R c_R t_R - (F_S c_S t_S + F_R c_R t_R) q_1 = V_N c_N \rho_N \frac{dt_k}{d\tau} \quad (2.44)$$

Запишемо рівняння динаміки для верхньої частини колони дебутанізації:

$$Q_F - Q_B + \Delta Q_{Per} = V_V c_V \rho_V \frac{dt_F}{d\tau} \quad (2.45)$$

Додаткові дані для розрахунку:

- Об'єм флегми, що надходить в колону дебутанізації:

$$V_V = 11 \text{ м}^3$$

- Теплоємність флегми, що надходить в апарат:

$$c_V = 3.260 \text{ кДж/ (кг}\cdot\text{К)}$$

- Густина флегми, що надходить в колону дебутанізації:

$$\rho_V = 694.8 \text{ кг/ м}^3$$

Рівняння динаміки для верхньої частини колони дебутанізації в повній формі:

$$F_F c_F t_F - F_B c_B t_B + F_K (t_K - t_F) = V_V c_V \rho_V \frac{dt_F}{d\tau}. \quad (2.46)$$

Лінеаризація рівняння (2.44):

$$\begin{aligned} \Delta F_S c_S t_S + F_S c_S \Delta t_S - \Delta F_R c_R t_K - F_R c_R \Delta t_K + \Delta F_R c_R t_R + F_R c_R \Delta t_R \\ - F_K (\Delta t_K - \Delta t_F) - 0.2 \Delta F_R c_R t_R - 0.2 F_R c_R \Delta t_R \\ - (\Delta F_S c_S t_S + \Delta F_R c_R t_R) - (F_S c_S \Delta t_S + F_R c_R \Delta t_R) = V_N c_N \rho_N \frac{d\Delta t_K}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.47)$$

Виконаємо перетворення Лапласа рівняння (2.47):

$$\begin{aligned} F_S(p) c_S t_S + F_S c_S t_S(p) - F_R(p) c_R t_K - F_R c_R t_K(p) + F_R(p) c_R t_R \\ + F_R c_R t_R(p) - F_K (t_K(p) - t_F(p)) - 0.2 F_R(p) c_R t_R \\ - 0.2 F_R c_R t_R(p) - (F_S(p) c_S t_S + F_R(p) c_R t_R) \\ - (F_S c_S t_S(p) + F_R c_R t_R(p)) = V_N c_N \rho_N p t_K(p). \end{aligned} \quad (2.48)$$

Лінеаризація рівняння (2.46):

$$\begin{aligned} \Delta F_F c_F t_F + F_F c_F \Delta t_F - \Delta F_B c_B t_B - F_B c_B \Delta t_B + F_K (\Delta t_K - \Delta t_F) \\ = V_V c_V \rho_V \frac{d\Delta t_F}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.49)$$

Виконаємо перетворення Лапласа рівняння (2.49):

$$F_F(p)c_F t_F + F_F c_F t_F(p) - F_B(p)c_B t_B - F_B c_B t_B(p) + F_K(t_K(p) - t_F(p)) = V_V c_V \rho_V p t_F(p). \quad (2.50)$$

З рівняння перетворення Лапласа (2.50) знаходимо $t_F(p)$:

$$t_F(p) = \frac{F_F(p)c_F t_F - F_B(p)c_B t_B - F_B c_B t_B(p) + F_K t_K(p)}{V_V c_V \rho_V p - F_F c_F + F_K}. \quad (2.51)$$

Підставляємо (2.51) $t_F(p)$ в (2.48), отримаємо:

$$\begin{aligned} & F_S(p)c_S t_S + F_S c_S t_S(p) - F_R(p)c_R t_K - F_R c_R t_K(p) + F_R(p)c_R t_R \\ & + F_R c_R t_R(p) - F_K \\ & \left(t_K(p) - \frac{F_F(p)c_F t_F - F_B(p)c_B t_B - F_B c_B t_B(p) + F_K t_K(p)}{V_V c_V \rho_V p - F_F c_F + F_K} \right) \\ & - 0.2F_R(p)c_R t_R - 0.2F_R c_R t_R(p) - (F_S(p)c_S t_S + F_R(p)c_R t_R) \\ & - (F_S c_S t_S(p) + F_R c_R t_R(p)) = V_N c_N \rho_N p t_K(p). \end{aligned} \quad (2.52)$$

Обравши канал керування «витрата флегми на вході в апарат – температура кубового залишку» спростуємо рівняння (2.52), отримаємо:

$$V_N c_N \rho_N p t_K(p) + F_R c_R t_R(p) + F_K t_K(p) = F_K \frac{F_F(p)c_F t_F + F_K t_K(p)}{V_V c_V \rho_V p - F_F c_F + F_K}. \quad (2.53)$$

Отримане рівняння (2.53) зводимо до канонічної форми:

$$\begin{aligned} & \frac{V_V c_V \rho_V V_N c_N \rho_N}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p^2 t_K(p) \\ & + \frac{V_N c_N \rho_N (F_K - V_V c_V) + (F_R c_R + F_K) V_V c_V \rho_V}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p t_K(p) + t_K(p) \\ & = \frac{F_K c_V t_F}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} F_F(p). \end{aligned} \quad (2.54)$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$A_1 = \frac{V_N c_N \rho_N (F_K - V_V c_V) + (F_R c_R + F_K) V_V c_V \rho_V}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} = 20.03;$$

$$A_2 = \frac{V_V c_V \rho_V V_N c_N \rho_N}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} = 22.1;$$

$$k_1 = \frac{F_K c_V t_F}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} = 0.546.$$

Використавши спрощення в рівнянні (2.54) одержуємо:

$$A_2 p^2 t_K(p) + A_1 p t_K(p) + t_K(p) = k_1 F_F(p).$$

Отже, передатна функція за каналом «витрата флегми на вході в апарат – температура кубового залишку» має наступний вигляд:

$$W_1(p) = \frac{k_1}{A_2 p^2 + A_1 p + 1} = \frac{0.546}{22.1 p^2 + 20.03 p + 1}. \quad (2.55)$$

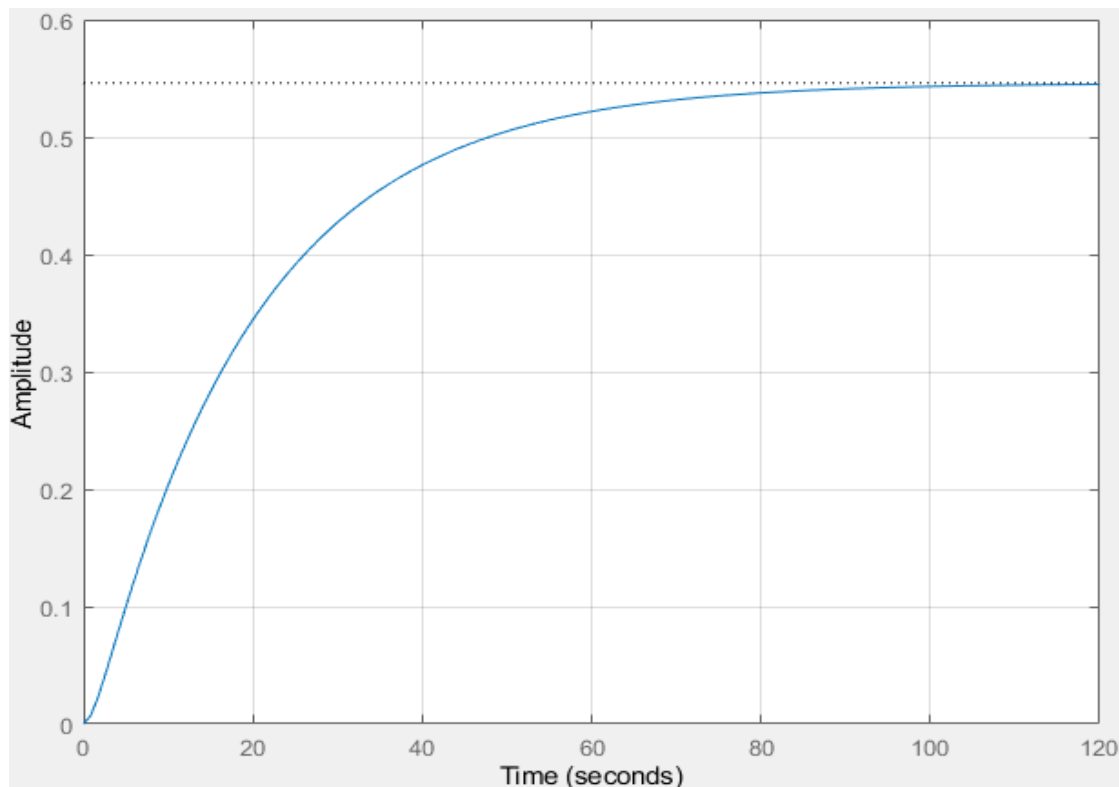


Рис.2.16. Перехідна характеристика за каналом «витрата флегми на вході в апарат – температура кубового залишку»

Обравши каналом керування «Витрата бінарної суміші – температура кубового залишку» спрощуємо рівняння (2.52), отримаємо:

$$V_N c_N \rho_N p t_K(p) + F_R c_R t_R(p) + F_K t_K(p) = \frac{-F_B(p) c_B t_B + F_K t_K(p)}{V_V c_V \rho_V p - F_F c_F + F_K}. \quad (2.56)$$

Отримане рівняння (2.56) зводимо до канонічної форми:

$$\begin{aligned} & \frac{V_V c_V \rho_V V_N c_N \rho_N}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p^2 t_K(p) \\ & + \frac{V_N c_N \rho_N (F_K - V_V c_V) + (F_R c_R + F_K) V_V c_V \rho_V}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p t_K(p) \\ & + t_K(p) = \frac{-F_K c_B t_B}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} F_B(p). \end{aligned} \quad (2.57)$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$k_2 = \frac{-F_K c_B t_B}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} = -0.607.$$

Використавши спрощення в рівнянні (2.57) одержуємо:

$$A_2 p^2 t_K(p) + A_1 p t_K(p) + t_K(p) = k_2 F_B(p).$$

Отже, передатна функція за каналом «Витрата бінарної суміші – температура кубового залишку» має наступний вигляд:

$$W_2(p) = \frac{k_2}{A_2 p^2 + A_1 + 1} = \frac{-0.607}{22.1 p^2 + 20.03 p + 1}. \quad (2.58)$$

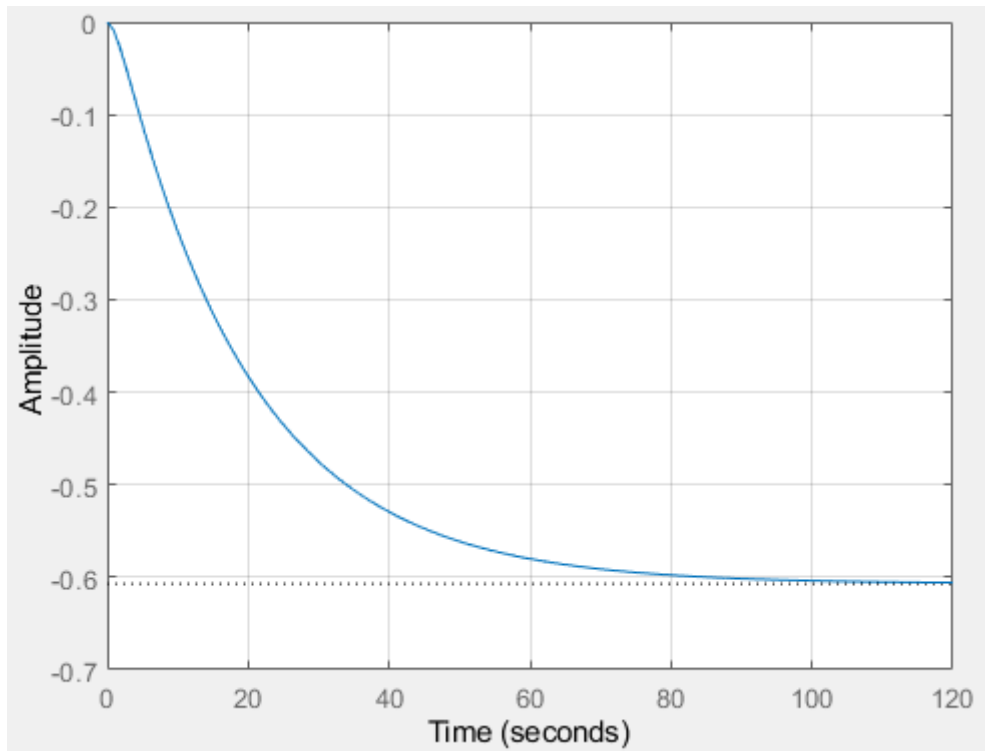


Рис.2.17 Перехідна характеристика за каналом «Витрата бінарної суміші – температура кубового залишку»

Обравши каналом керування «температура бінарної суміші – температура кубового залишку» спрощуємо рівняння (2.52), отримаємо:

$$V_N c_N \rho_N p t_K(p) + F_R c_R t_R(p) + F_K t_K(p) = \frac{-F_B c_B t_B(p) + F_K t_K(p)}{V_V c_V \rho_V p - F_F c_F + F_K} \quad (2.59)$$

Отримане рівняння (2.59) зводимо до канонічної форми:

$$\begin{aligned} & \frac{V_V c_V \rho_V V_N c_N \rho_N}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p^2 t_K(p) \\ & + \frac{V_N c_N \rho_N (F_K - V_V c_V) + (F_R c_R + F_K) V_V c_V \rho_V}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} p t_K(p) \\ & + t_K(p) = \frac{-F_K F_B c_B}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} t_B(p). \end{aligned} \quad (2.60)$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$k_3 = \frac{-F_K F_B c_B}{(F_R c_R + F_K)(F_K - V_V c_V) - F^2 k^2} = -0.948.$$

Використавши спрощення в рівнянні (2.60) одержуємо:

$$A_2 p^2 t_K(p) + A_1 p t_K(p) + t_K(p) = k_2 t_B(p).$$

Отже, передатна функція за каналом «температура бінарної суміші – температура кубового залишку» має наступний вигляд:

$$W_3(p) = \frac{k_3}{A_2 p^2 + A_1 + 1} = \frac{-0.948}{22.1 p^2 + 20.03 p + 1} \quad (2.61)$$

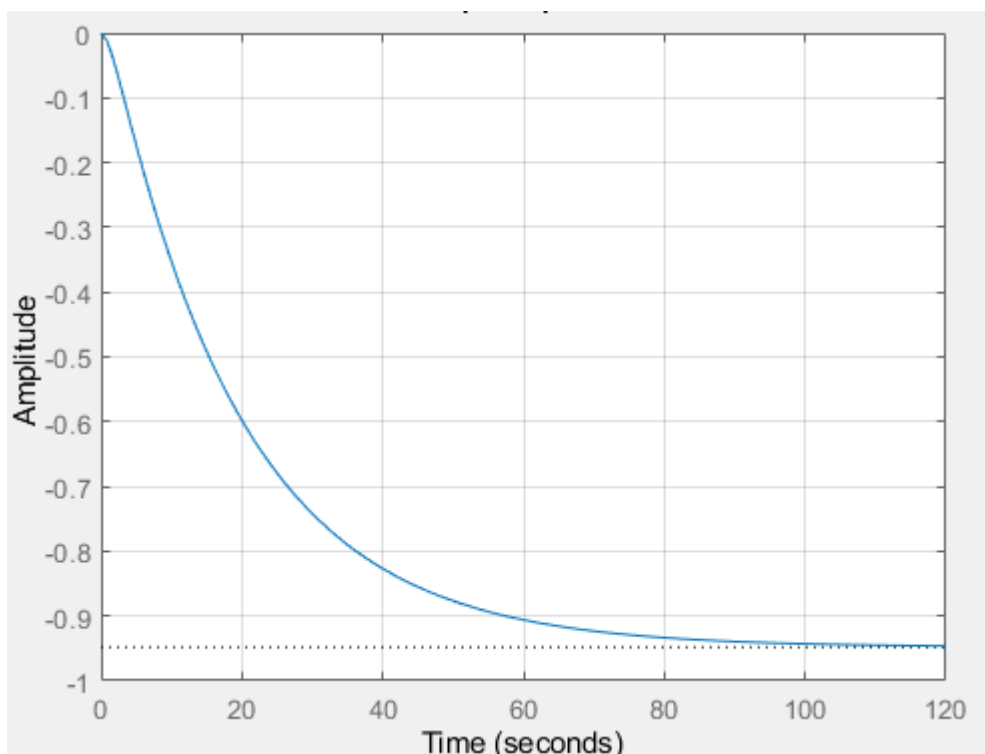


Рис.2.18 Перехідна характеристика за каналом «температура бінарної суміші – температура кубового залишку»

2.2.2. Динамічні властивості дефлегматора як об'єкта керування

Дефлегматор умовно поділимо на дві частини для спрощення записів.

Отримане рівняння динаміки для вільного простору між трубами:

$$Q_W - Q_C + Q_{Per} = V_W c_W \rho_W \frac{dt_{W2}}{d\tau}. \quad (2.62)$$

Додаткові дані для розрахунку:

- Об'єм охолоджувального агента, що надходить в дефлегматор:
 $V_W = 10 \text{ м}^3$
- Теплоємність охолоджувального агента, що надходить в апарат:
 $c_W = 4.2 \text{ кДж/ (кг}\cdot\text{К)}$
- Густина охолоджувального агента, що надходить в дефлегматор:
 $\rho_W = 1000 \text{ кг/ м}^3$

Рівняння динаміки для вільного простору між трубами в повній формі:

$$F_W c_W t_{W1} - F_W c_W t_{W2} + F_K (t_{B2} - t_{W2}) = V_W c_W \rho_W \frac{dt_{W2}}{d\tau}. \quad (2.63)$$

Запишемо рівняння динаміки для трубного простору:

$$Q_{B1} - Q_{B2} - Q_{Per} - Q_{Ot} + Q_{Pr} = V_F c_F \rho_F \frac{dt_{F2}}{d\tau}. \quad (2.64)$$

Додаткові дані для розрахунку:

- Об'єм флегми, що надходить в дефлегматор:
 $V_V = 11 \text{ м}^3$
- Теплоємність флегми, що надходить в апарат:

$$c_v = 3.260 \text{ кДж/ (кг}\cdot\text{К)}$$

- Густина флегми, що надходить в дефлегматор:

$$\rho_v = 765 \text{ кг/ м}^3$$

Рівняння динаміки для трубного простору в повній формі:

$$\begin{aligned} & F_{B1}c_{B1}t_{B1} - F_{B1}c_{B2}t_{B1} - F_K(t_{B2} - t_{W2}) \\ & - 0.2(F_{B1}c_{B1}t_{B1} + F_{B1}c_{B1}t_{B1}) + F_{B1}c_{B1}t_{B1} = V_F c_F \rho_F \frac{dt_{F2}}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.65)$$

Лінеаризація рівняння (2.63):

$$\begin{aligned} & \Delta F_W c_W t_{W1} + F_W c_W \Delta t_{W1} - \Delta F_W c_W t_{W2} - F_W c_W \Delta t_{W2} + \\ & F_K(\Delta t_{B2} - \Delta t_{W2}) = V_W c_W \rho_W \frac{d\Delta t_{W2}}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.66)$$

Виконаємо перетворення Лапласа рівняння (2.66):

$$\begin{aligned} & F_W(p)c_W t_{W1} + F_W c_W t_{W1}(p) - F_W(p)c_W t_{W2} - F_W c_W t_{W2}(p) \\ & + F_K(t_{B2}(p) - t_{W2}(p)) = V_W c_W \rho_W p t_{W2}(p). \end{aligned} \quad (2.67)$$

Лінеаризація рівняння (2.65):

$$\begin{aligned} & \Delta F_{B1}c_{B1}t_{B1} + F_{B1}c_{B1}\Delta t_{B1} - \Delta F_{B1}c_{B2}t_{B1} - F_{B1}c_{B2}\Delta t_{B1} \\ & - F_K(\Delta t_{B2} - \Delta t_{W2}) - 0.2(\Delta F_{B1}c_{B1}t_{B1} + \Delta F_{B1}c_{B1}t_{B1}) \\ & - 0.2(F_{B1}c_{B1}\Delta t_{B1} + F_{B1}c_{B1}\Delta t_{B1}) + \Delta F_{B1}c_{B1}t_{B1} \\ & + F_{B1}c_{B1}\Delta t_{B1} = V_F c_F \rho_F \frac{d\Delta t_{F2}}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.68)$$

Виконаємо перетворення Лапласа рівняння (2.68):

$$\begin{aligned}
 & F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) - F_{B1}(p)c_{B2}t_{B1} - F_{B1}c_{B2}t_{B1}(p) \quad (2.69) \\
 & - F_K(t_{B2}(p) - t_{W2}(p)) \\
 & - 0.2(F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} + F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1}) \\
 & - 0.2(F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p)) + F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} \\
 & + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) = V_F c_F \rho_F p t_{F2}(p).
 \end{aligned}$$

З рівняння перетворення Лапласа (2.67) знаходимо $t_{W2}(p)$:

$$t_{W2}(p) = \frac{F_W(p)c_W t_{W1} + F_W c_W t_{W1}(p) - F_W(p)c_W t_{W2}}{V_W c_W \rho_W p + F_W c_W + F_K}. \quad (2.70)$$

Підставляємо (2.70) $t_{W2}(p)$ в (2.69), отримаємо:

$$\begin{aligned}
 & F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) - F_{B1}(p)c_{B2}t_{B1} - F_{B1}c_{B2}t_{B1}(p) \quad (2.71) \\
 & - F_K \left(t_{B2}(p) - \frac{F_W(p)c_W t_{W1} + F_W c_W t_{W1}(p) - F_W(p)c_W t_{W2}}{V_W c_W \rho_W p + F_W c_W + F_K} \right) \\
 & - 0.2(F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} + F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1}) \\
 & - 0.2(F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p)) + F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} \\
 & + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) = V_F c_F \rho_F p t_{F2}(p).
 \end{aligned}$$

Обравши канал керування «витрата охолоджувального агенту на вході в апарат – температура флегми» спрощуємо рівняння (2.71), отримаємо:

$$\begin{aligned}
& V_F c_F \rho_F p t_{F2}(p) + F_{B1} c_{B1} t_{B1}(p) + F_K t_{B2}(p) \\
& = F_K \left(\frac{F_W(p) c_W t_{W1} + F_W c_W t_{W2}(p) - F_W(p) c_W t_{W2}}{V_W c_W \rho_W p + F_W c_W + F_K} \right).
\end{aligned} \tag{2.72}$$

Отримане рівняння (2.72) зводимо до канонічної форми:

$$\begin{aligned}
& \frac{V_W c_W \rho_W V_F c_F \rho_F}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} \cdot p^2 t_F(p) \\
& + \frac{V_F c_F \rho_F (-F_W c_W + F_K) + (-F_{B1} c_{B1} + F_K) V_W c_W \rho_W}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} p t_{F2}(p) \\
& + t_{F2}(p) = \frac{F_K (c_W t_{W1} - c_W t_{W2})}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} F_W(p).
\end{aligned} \tag{2.73}$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$A_1 = \frac{V_F c_F \rho_F (-F_W c_W + F_K) + (-F_{B1} c_{B1} + F_K) V_W c_W \rho_W}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} = 7.890;$$

$$A_2 = \frac{V_W c_W \rho_W V_F c_F \rho_F}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} \cdot p^2 t_F(p) = 8.251;$$

$$k_1 = \frac{F_K (c_W t_{W1} - c_W t_{W2})}{(F_W c_W + F_K)(F_{B1} c_{B1} + F_K) + F^2 k^2} = -0.021.$$

Використавши спрощення в рівнянні (2.73) одержуємо:

$$A_2 p^2 t_F(p) + A_1 p t_F(p) + t_F(p) = k_1 F_W(p).$$

Отже, передатна функція за каналом «витрата охолоджувального агенту – температура флегми» має наступний вигляд:

$$W_1(p) = \frac{k_3}{A_2 p^2 + A_1 + 1} = \frac{-0.021}{8.251 p^2 + 7.890 p + 1} \quad (2.74)$$

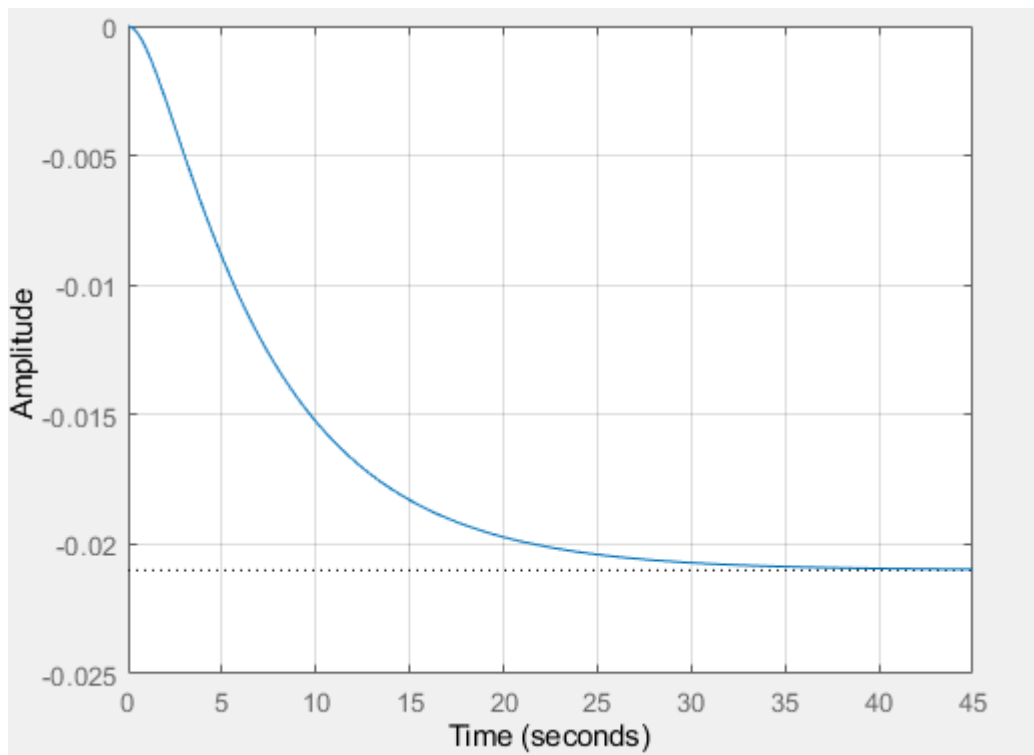


Рис.2.19 Перехідна характеристика за каналом «витрата охолоджувального агента – температура флегми»

Обравши канал «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші» отримаємо наступне рівняння динаміки:

$$Q_{B1} Q_{B2} Q_W Q_{Per} Q_{ot} Q_{Pr} = V_{B2} c_{B2} \rho_{B2} \frac{dt_{B2}}{d\tau} \quad (2.75)$$

Запишемо рівняння (2.75) в повній формі:

$$\begin{aligned}
& F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} - F_{B_1}c_{B_1}t_{B_2} + F_Wc_Wt_{B_1} - F_Wc_Wt_{B_2} \\
& - 0,2(F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} + F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}) + F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} \\
& = V_{B_2}c_{B_2}\rho_{B_2} \frac{dt_{B_2}}{d\tau}.
\end{aligned} \tag{2.76}$$

Лінеаризація рівняння (2.76):

$$\begin{aligned}
& \Delta F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} + F_{B_1}c_{B_1}\Delta t_{B_1} - \Delta F_{B_1}c_{B_1}t_{B_2} - F_{B_1}c_{B_1}\Delta t_{B_2} \\
& + \Delta F_Wc_Wt_{B_1} + F_Wc_W\Delta t_{B_1} - \Delta F_Wc_Wt_{B_2} - F_Wc_W\Delta t_{B_2} \\
& - 0,2(\Delta F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} + \Delta F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}) \\
& - 0,2(F_{B_1}c_{B_1}\Delta t_{B_1} + F_{B_1}c_{B_1}\Delta t_{B_1}) + \Delta F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1} \\
& + F_{B_1}c_{B_1}\Delta t_{B_1} = V_{B_2}c_{B_2}\rho_{B_2} \frac{d\Delta t_{B_2}}{d\tau}.
\end{aligned} \tag{2.77}$$

Виконаємо перетворення Лапласа рівняння (2.77):

$$\begin{aligned}
& F_{B_1}(p)c_{B_1}t_{B_1} + F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}(p) - F_{B_1}(p)c_{B_1}t_{B_2} - F_{B_1}c_{B_1}t_{B_2}(p) \\
& + F_W(p)c_Wt_{B_1} + F_Wc_Wt_{B_1}(p) - F_W(p)c_Wt_{B_2} \\
& - F_Wc_Wt_{B_2}(p) - 0,2(F_{B_1}(p)c_{B_1}t_{B_1} + F_{B_1}(p)c_{B_1}t_{B_1}) \\
& - 0,2(F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}(p) + F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}(p)) + F_{B_1}(p)c_{B_1}t_{B_1} \\
& + F_{B_1}c_{B_1}t_{B_1}(p) = V_{B_2}c_{B_2}\rho_{B_2}pt_{B_2}(p).
\end{aligned} \tag{2.78}$$

Отже, обравши канал «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші» спрощуємо рівняння (2.78), та отримуємо:

$$\begin{aligned}
& V_{B2}c_{B2}\rho_{B2}pt_{B2}(p) + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) \\
&= F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} - 0,2(F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} + F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1}) \\
&+ F_{B1}(p)c_{B1}t_{B1} - F_{B1}(p)c_{B1}t_{B2}.
\end{aligned}$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$A_1 = \frac{V_{B2}c_{B2}\rho_{B2}}{F_{B1}c_{B1}} = 7.320;$$

$$k_2 = \frac{0.8c_{B1}t_{B1} - c_{B1}t_{B2} + 0.8c_{B1}t_{B1}}{F_{B1}c_{B1}} = 0.081.$$

Використавши спрощення одержуємо:

$$A_1pt_{B2}(p) + t_{B2}(p) = k_2F_{B1}(p).$$

Отже, обравши канал «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші» має наступний вигляд:

$$W_2(p) = \frac{k_2}{A_1p + 1} = \frac{0.081}{7.320p + 1}. \quad (2.79)$$

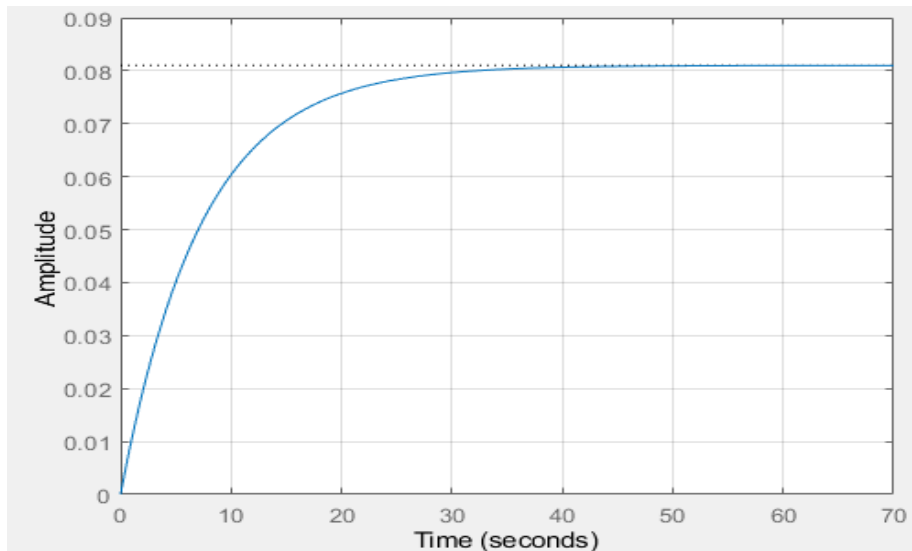


Рис.2.20 Перехідна характеристика за каналом «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші»

Обравши канал «температура бінарної суміші на вході в апарат – температура бінарної суміш на виході з апарату» спрощуємо рівняння (2.78), та отримуємо:

$$\begin{aligned}
 & V_{B2}c_{B2}\rho_{B2}pt_{B2}(p) + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) \\
 &= F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) - 0,2(F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) + F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p)) \\
 &+ F_{B1}c_{B1}t_{B1}(p) - F_{B1}c_{B1}t_{B2}(p).
 \end{aligned}$$

Для спрощення розрахунків введемо заміну:

$$k_3 = \frac{0.8F_{B1}c_{B1} + 0.8F_{B1}c_{B1}}{F_{B1}c_{B1}} = 0.99.$$

Використавши спрощення одержуємо:

$$A_1pt_{B2}(p) + t_{B2}(p) = k_3t_{B2}(p).$$

Отже, обравши канал «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші» має наступний вигляд:

$$W_3(p) = \frac{k_3}{A_1 p + 1} = \frac{0.99}{7.320 p + 1} \quad (2.80)$$

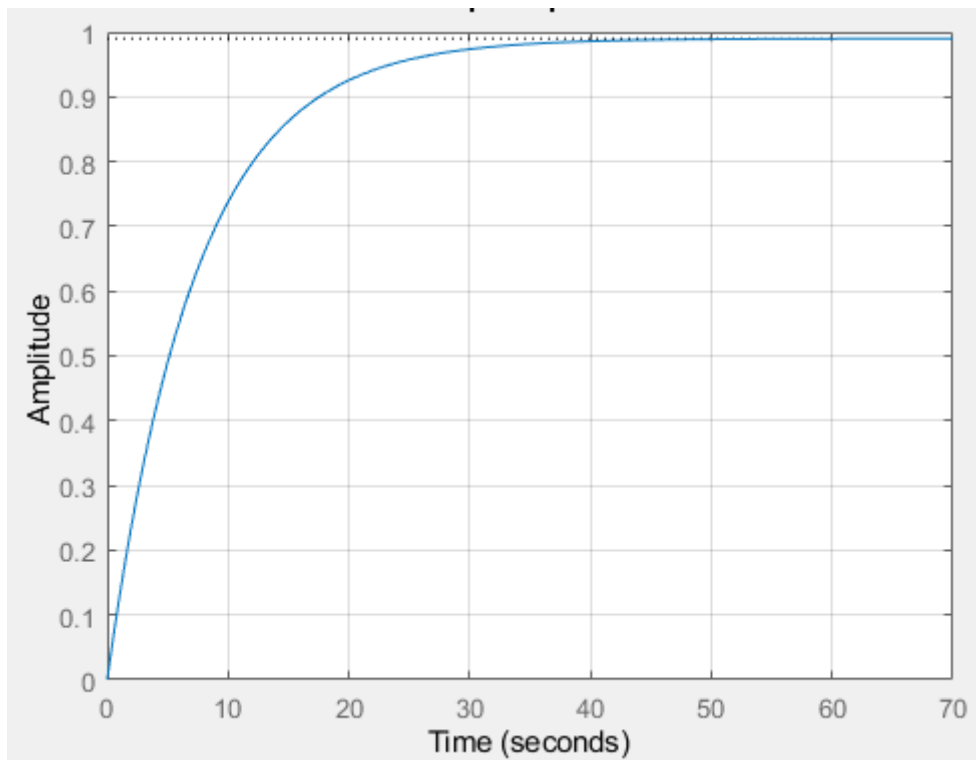


Рис.2.21 Перехідна характеристика за каналом «витрати бінарної суміші - температура бінарної суміші»

3. СТВОЕННЯ ТА ВИКОРИСТАННЯ БАЗИ ЗНАНЬ ЕКСПЕРТНОЇ СИСТЕМИ ДІАГНОСТУВАЛЬНОГО ТА ПРОГНОЗУВАЛЬНОГО ТИПІВ

3.1. Аналіз технологічних об'єктів керування відділенням алкілування для створення експертної системи

Головними факторами, що впливають на процес алкілування є:

- Властивості каталізатора
- Температура процесу в реакторі
- Кратність циркуляції каталізатора
- Тривалість контакту сировини й сірчаної кислоти

Для забезпечення максимального виходу цільового продукту і мінімальної кількості побічних, а також досягнення високих техніко-економічних показників процесу, каталізатор повинен мати наступні властивості:

- Каталізатор повинен мати високу активність;
- Висока регенерація;
- Висока вибірковість.

Збільшення об'ємної швидкості подачі суміші вуглеводнів в реактор знижує глибину перетворення сировини, знижує відсоток виходу алкілату на сировину. Температура в реакторі збільшується за рахунок екзотермічної реакції між сировиною та каталізатором. Занадто висока температура може призвести до аварії. Занадто низька до зменшення якості вихідної сировини.

Збільшення швидкості подачі каталізатора в реактор може призвести до зниження якості вихідної сировини або до різкого підвищення температури.

Збільшення подачі бутілену у реактор може призвести до зниження якості сировини на виході.^[4]

На рис 4.1. зображена структурно-параметрична схема установки

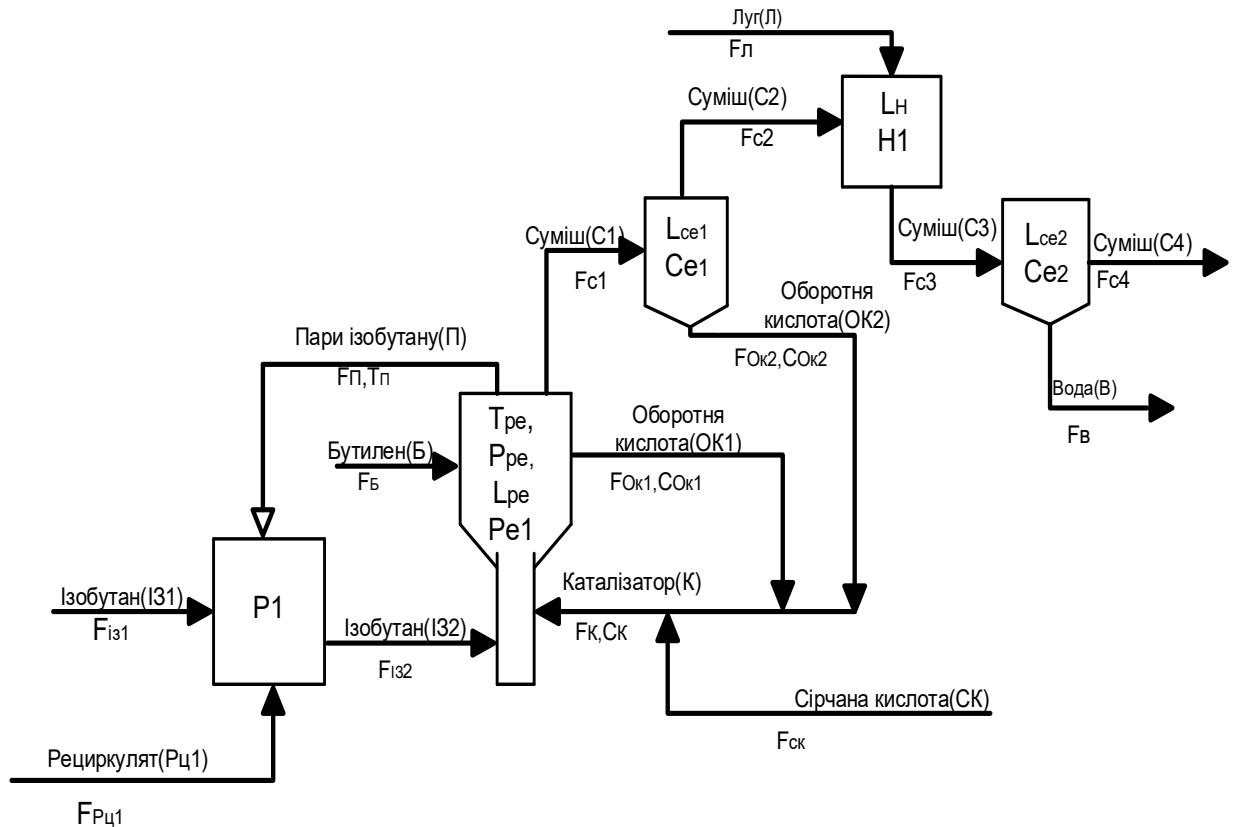


Рис 4.1. Структурно-параметрична схема установки алкілування
P1 – ресивер, *Pe1* – реактор, *Ce1, Ce2* – сепаратор, *H1* – нейтралізатор.

3.2. Створення бази даних для аналізу станів об'єктів процесу виробництва алкілату

Головною метою цього розділу є підсумок усіх можливих подій, що можуть вплинути на процес алкілування в відділенні алкілування. З поміж отриманих даних необхідно виділити найважливіші. Для наведення даних до стандартного вигляду використовувався – ААТЗІАС(алгоритм аналізу технологічних змінних і можливих аварійних ситуацій).

Даний алгоритм представлений на рис.4.2.

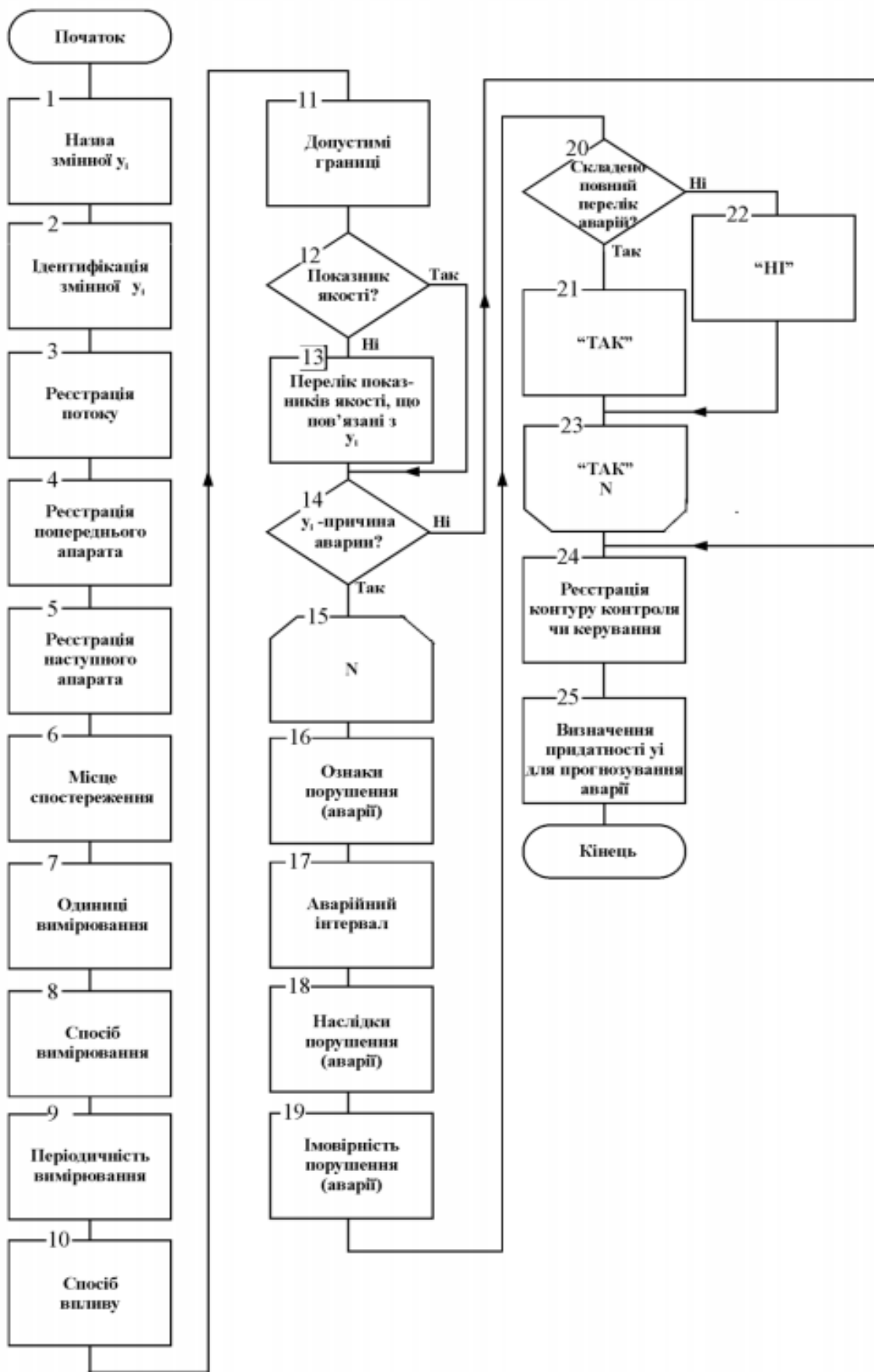


Рис.4.2. Схема ААТЗІАС

Отримані результати наведені у вигляді таблиці в Додатку 1

3.3. Обґрунтування вибору інформативних технологічних змінних для аналізу аварійних ситуацій

Обираючи з поміж отриманих даних, необхідно спиратися на автоматичний вимір імовірності аварії на виробництві, що може статися через вихід однієї з змінних через встановлені межі, а також наслідки, що може спричинити аварія.

Згідно до таблиці, що знаходиться в Додатку 1, слід виділити наступні змінні:

- Температура в реакторі, T_{pe} ;
- Витрата каталізатору K на вході до реактору $Pe1$.

Наведені вище змінні були обрані з поміж інших, через вплив на кінцевий продукт – алкілат. Для отримання якісного вихідного продукту реакція в реакторі повинна відбуватись в чітких межах $5...15^{\circ}\text{C}$.

Температура в реакторі та витрата каталізатору вимірюються автоматично, мають найбільші імовірності аварії та наслідком даних аварій є порушення або повне припинення процесу реакції, що призведе до зупинення всього подальшого процесу виробництва алкілату.

3.4. Створення нечіткої системи керування

3.4.1. Обґрунтування для створення нечіткої системи керування, визначення її структури

В даній роботі була створена нечітка автоматична система керування температури в реакторі, $Pe1$. Керуючим впливом є витрата каталізатору F_K .

Фрагмент схеми автоматизації з вказаним контуром керування наведено на рис. 4.3.

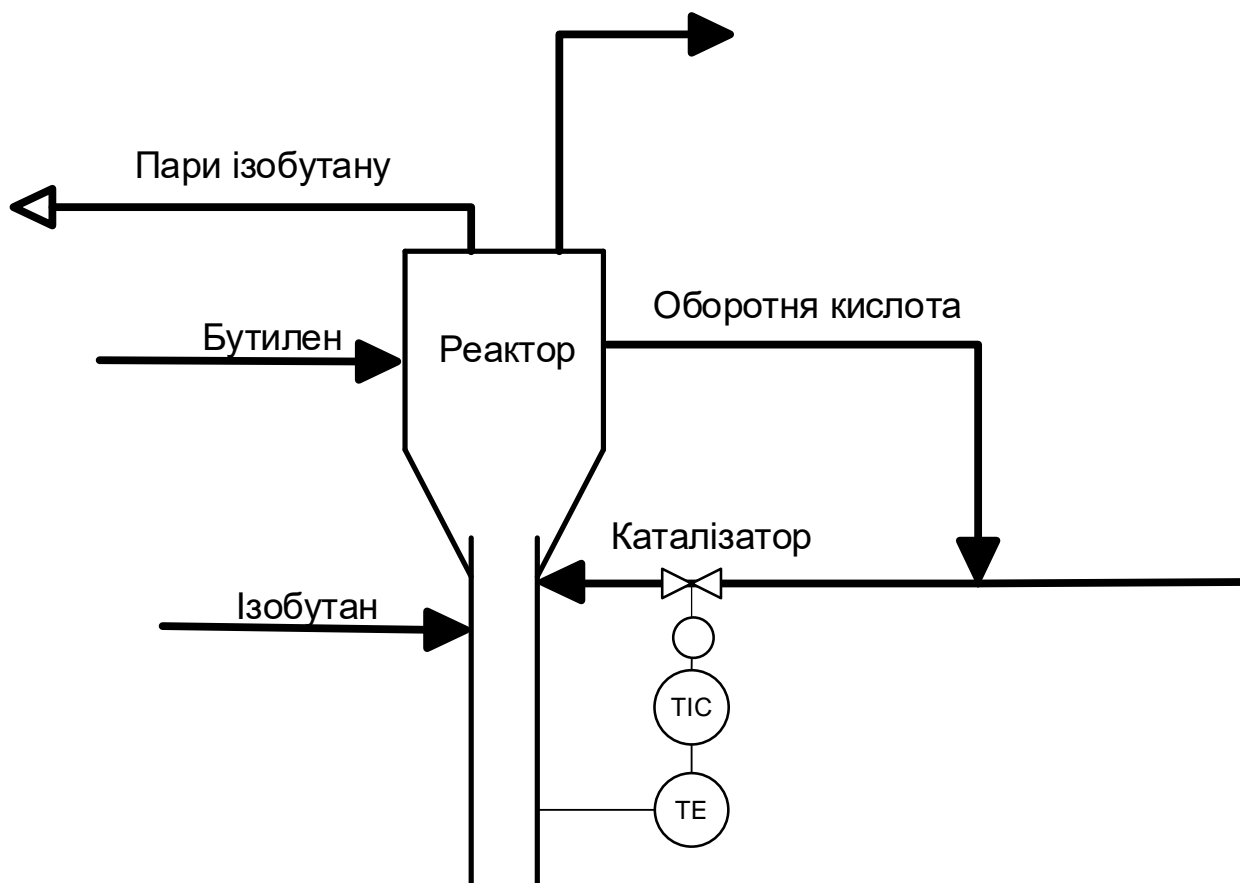


Рис.4.3. Фрагмент схеми автоматизації з контуром керування температури

3.4.2. Вибір та опис лінгвістичних змінних

Для обраного контуру керування було визначено наступні лінгвістичні змінні:

- температура в реакторі алкілування T_{Re} ;
- витрата каталізатору F_K .

Першим кроком буде формування термінології та функції належності для температури в реакторі алкілування T_{Re} , що знаходиться в чітких межах від 5...15°C. Для даної лінгвістичної змінної будемо використовувати наступні терми:

- низька

- нормальна
- висока

Запишемо отриману лінгвістичну змінну наступним чином:

низька

Лінгвістична змінна: $\langle \text{Температура}; \text{нормальна}; 5 < T_{\text{П}} \leq 15 \rangle$

висока

Наступним кроком буде формування термінології та функції належності для витрата каталізатору F_K , що знаходиться в чітких межах від 150...250°C. Для даної лінгвістичної змінної будемо використовувати наступні терми:

- низька
- нормальна
- висока

Запишемо отриману лінгвістичну змінну наступним чином:

мала

Лінгвістична змінна: $\langle \text{Витрата}; \text{нормальна}; 150 < F_{\text{ГІ}} \leq 250 \rangle$

велика

3.4.3. Створення нечіткої математичної моделі об'єкта керування

На приведених нижче рис.4.4 – 4.7 зображені графіки функцій належності кожної з терм лінгвістичної змінної *температури в реакторі алкілування* $T_{\text{Ре}}$.

Функцію належності *температура низька* описано та зображено наступним чином:

$x := 5,5.001.. 15$

$$\Gamma_n(x) := \begin{cases} 1 & \text{if } x < 6 \\ \frac{(9-x)}{9-6} & \text{if } 6 \leq x \leq 9 \\ 0 & \text{if } x > 9 \end{cases} +$$

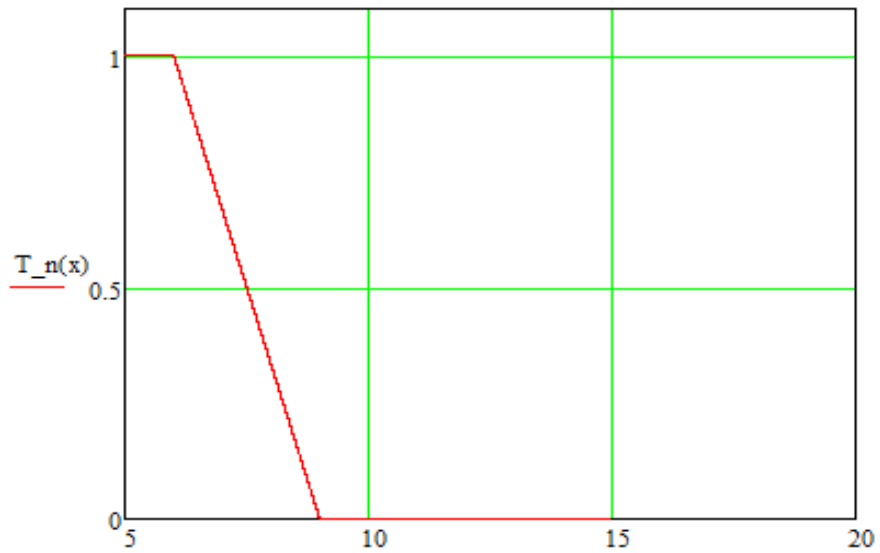


Рис.4.4. Функція належності *температура низька*

Функцію належності *температура нормальна* описано та зображено наступним чином:

$$T_s(x) := \begin{cases} 0 & \text{if } x < 8 \\ \frac{(x-8)}{11-8} & \text{if } 8 \leq x \leq 11 \\ \frac{(14-x)}{14-11} & \text{if } 11 \leq x \leq 14 \\ 0 & \text{if } x > 14 \end{cases}$$

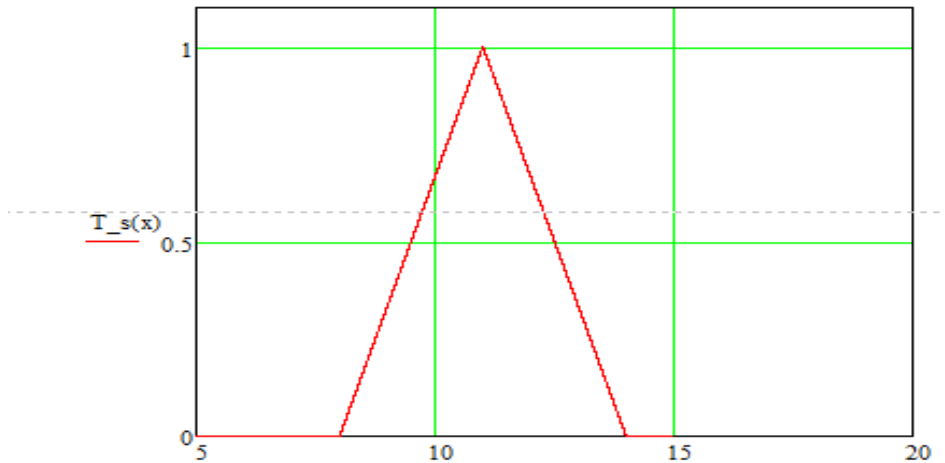


Рис.4.5. Функція належності *температура нормальна*

Функцію належності *температура висока* описано та зображено наступним чином:

$$T_v(x) := \begin{cases} 0 & \text{if } x < 13 \\ \frac{(x-13)}{14.5-13} & \text{if } 13 \leq x \leq 14.5 \\ 1 & \text{if } x > 14.5 \end{cases}$$

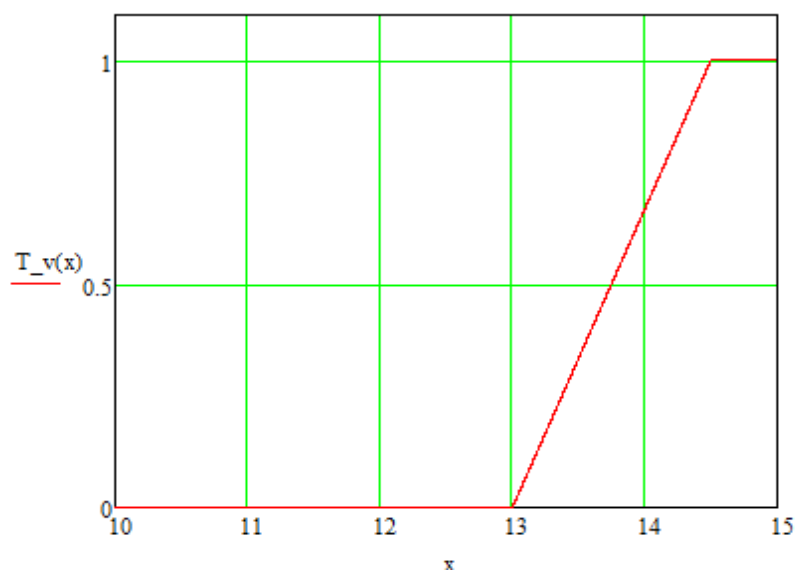


Рис.4.6. Функція належності *температура висока*

Функції належності для *температури в реакторі алкілування* T_{Pe} зображено наступним чином:

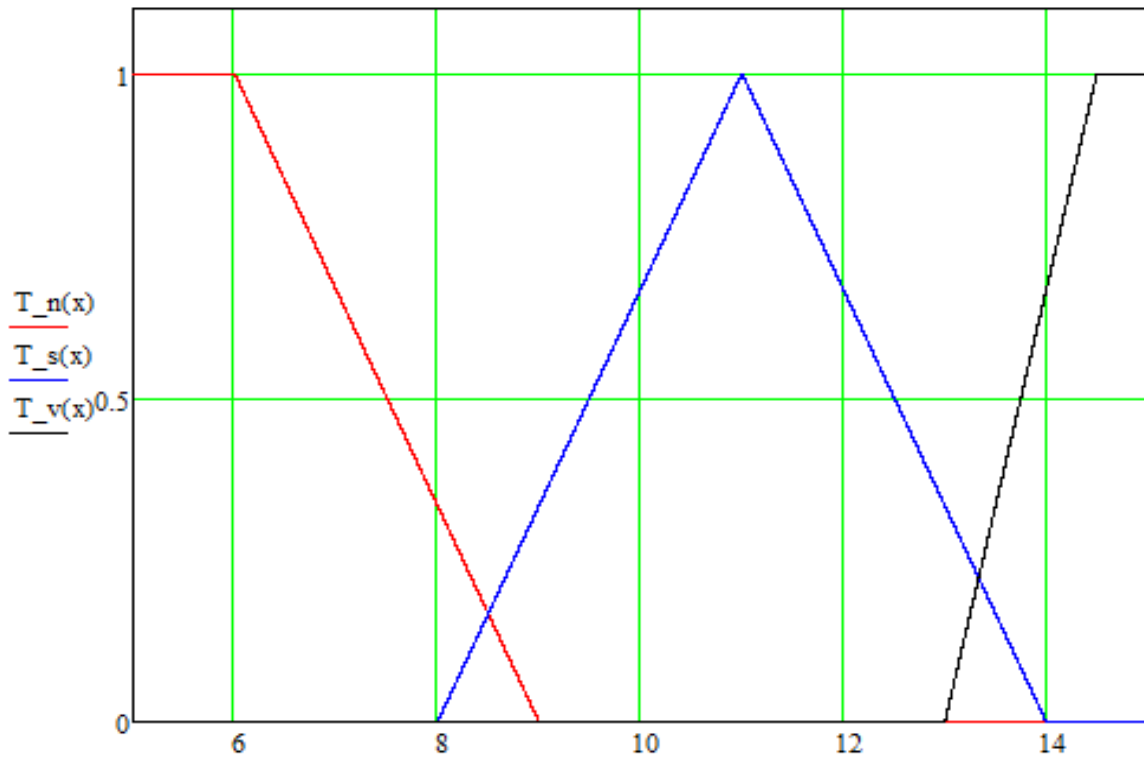


Рис.4.7. Графік усіх функцій належності змінної *температури в реакторі алкілування*

На приведених нижче рис.4.8 – 4.11 зображені графіки функцій належності кожної з терм лінгвістичної змінної *витрата каталізатору* F_K .

Функцію належності *витрата мала* описано та зображено наступним чином:

$$F_n(x_1) := \begin{cases} 1 & \text{if } x_1 < 170 \\ \frac{(180 - x_1)}{180 - 170} & \text{if } 170 \leq x_1 \leq 180 \\ 0 & \text{if } x_1 > 180 \end{cases}$$

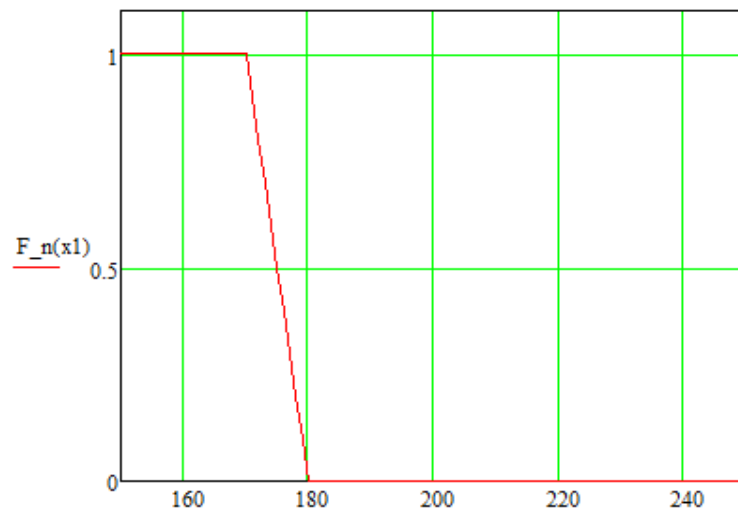


Рис.4.8. Функція належності *витрата мала*

Функцію належності *витрата нормальна* описано та зображено наступним чином:

$$F_s(x_1) := \begin{cases} 0 & \text{if } x_1 < 170 \\ \frac{(x_1 - 170)}{195 - 170} & \text{if } 170 \leq x_1 \leq 195 \\ \frac{(230 - x_1)}{230 - 195} & \text{if } 195 \leq x_1 \leq 230 \\ 0 & \text{if } x_1 > 230 \end{cases}$$

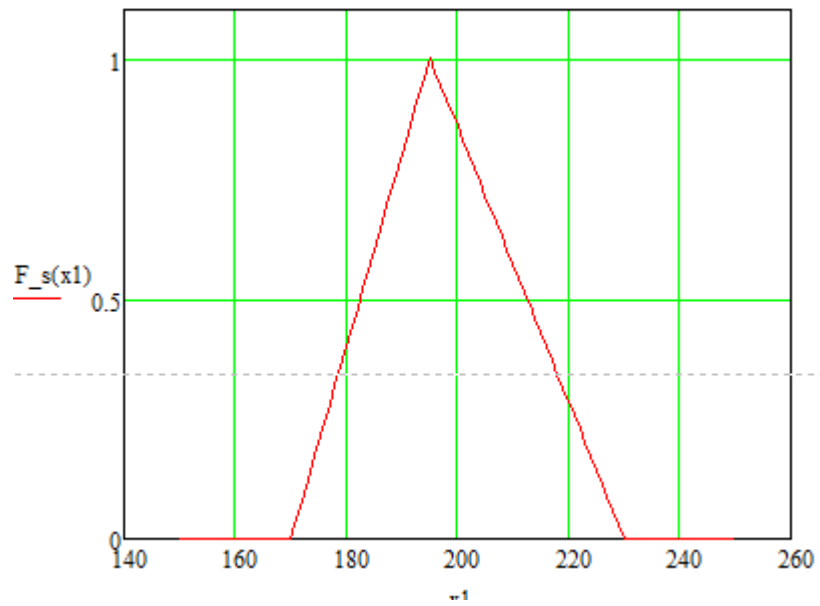


Рис.4.9. Функція належності *витрата нормальна*

Функцію належності *витрата велика* описано та зображено наступним чином:

$$F_v(x_1) := \begin{cases} 0 & \text{if } x_1 < 225 \\ \frac{(x_1 - 225)}{245 - 225} & \text{if } 225 \leq x_1 \leq 245 \\ 1 & \text{if } x_1 > 245 \end{cases}$$

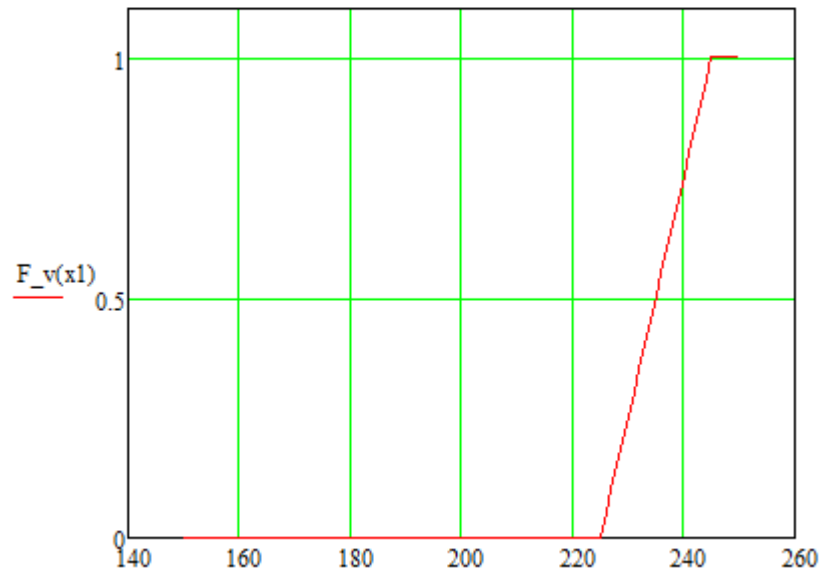


Рис.4.10. Функція належності *витрата велика*

Функції належності для *витрата каталізатору* F_K зображено наступним чином:

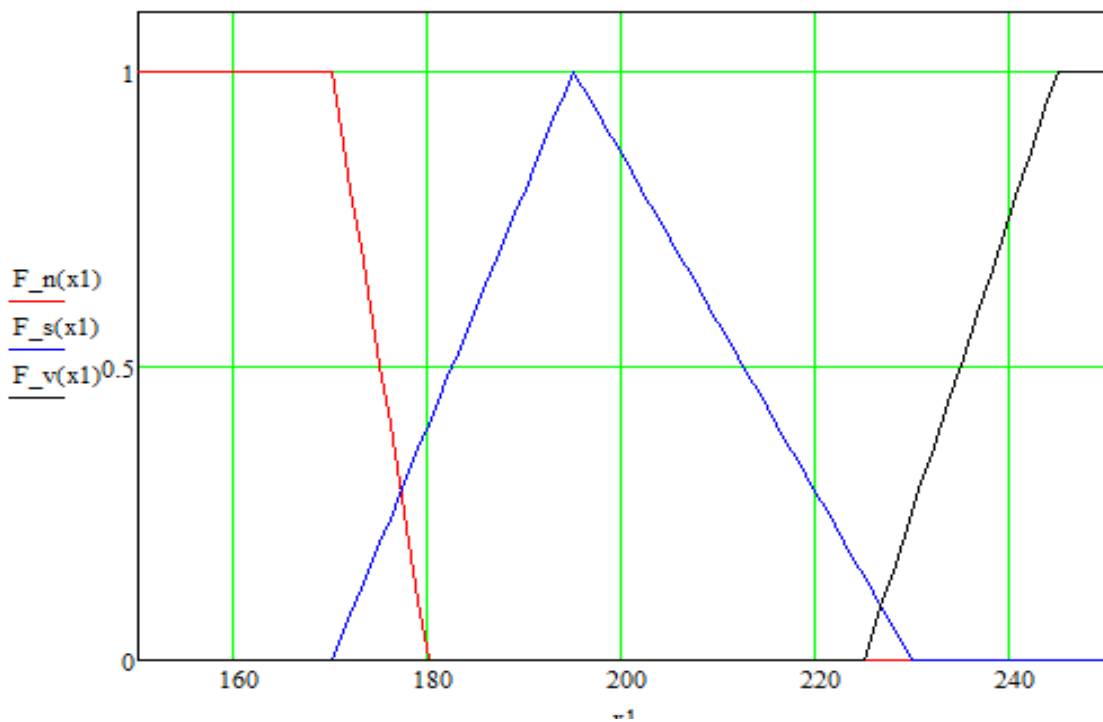


Рис.4.11 Графік усіх функцій належності змінної *витрата каталізатору*

3.4.4. Розробка правил продукції нечіткої системи керування

Наступний крок в розробці нечіткій системі керування стане утворення нових нечітких правил керування:

ЯКЩО температури в реакторі алкілування T_{Re} «низька», **ТО** витрата каталізатору F_K повинна бути «велика».

ЯКЩО температури в реакторі алкілування T_{Re} «нормальна», **ТО** витрата каталізатору F_K повинна бути «нормальна».

ЯКЩО температури в реакторі алкілування T_{Re} «висока», **ТО** витрата каталізатору F_K повинна бути «мала».

Для наочного прикладу, температури в реакторі алкілування T_{Re} становить 8.7°C . Знайдемо ступінь входження температури в реакторі алкілування T_{Re} у кожній термі, як зображено на рис.4.12:

- «низька» = 0,1
- «нормальна» = 0,233;
- «нормальна» = 0,233; «висока» = 0.

$$X_{vh} := 8.7$$

$$n_m := T_n(X_{vh}) \quad n_m = 0.1$$

$$s_m := T_s(X_{vh}) \quad s_m = 0.233$$

$$v_m := T_v(X_{vh}) \quad v_m = 0$$

Рис.4.12. Вхідні дані для розрахунків

Для подальшого розрахунку необхідно врахування усіх можливих правил, записавши суперпозицію нечітких множин скориставшись методами максимуму та підсумовування.

Отримані результати приведені нижче на рис 4.13 – 4.15.

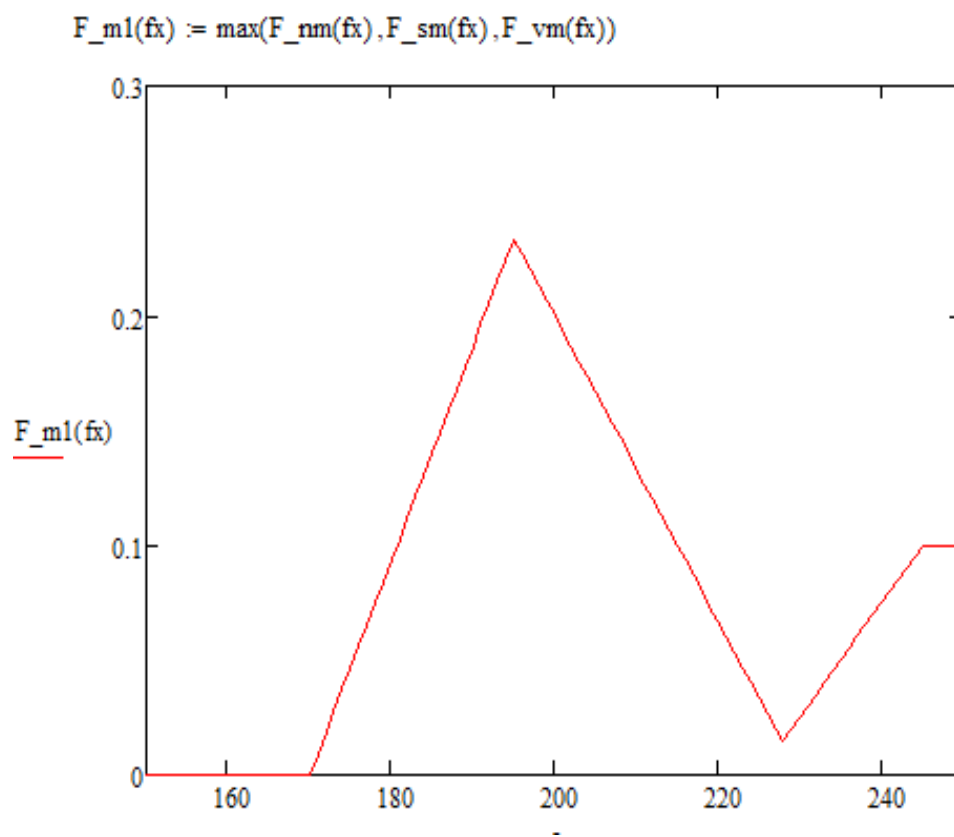


Рис.4.13. Об'єднання методом максимуму

Для наступного кроку необхідно перейти до числових значень змінної керування:

$$FF_m1 := \frac{\int_{150}^{250} fx \cdot F_m1(fx) \, dfx}{\int_{150}^{250} F_m1(fx) \, dfx}$$

$$FF_m1 = 205.84$$

$$F_m2(fx) := F_nm(fx) + F_sm(fx) + F_vm(fx)$$

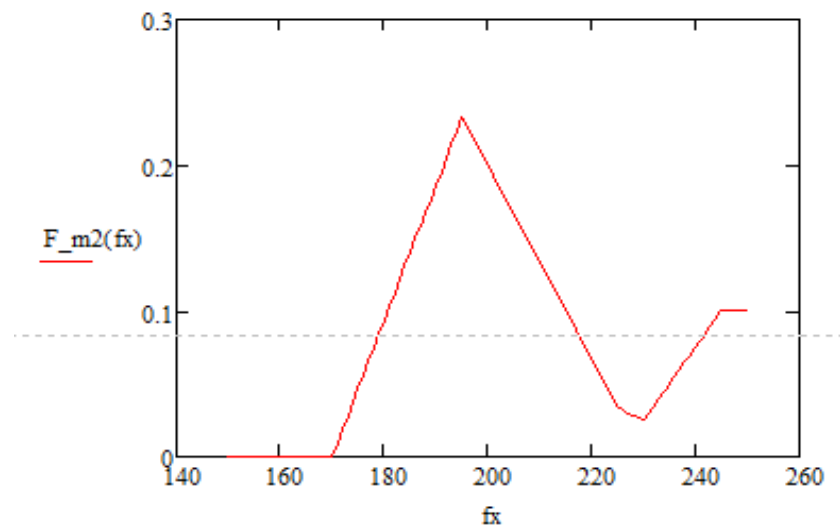


Рис.4.14. Об'єднання методом підсумовування

Аналогічного до попереднього, переходимо до числових значень змінної керування :

$$FF_m2 := \frac{\int_{150}^{250} fx \cdot F_m2(fx) \, dfx}{\int_{150}^{250} F_m2(fx) \, dfx}$$

$$FF_m2 = 205.927$$

Рис.4.15. Перехід до числового значення змінної керування

Для обмеження множини функції належності витрата каталізатору F_K значеннями правдивості температури в реакторі алкілування T_{pe} , застосуємо метод мінімуму.

Для подальшого розрахунку необхідно врахування усіх можливих правил, записавши суперпозицію нечітких множин скориставшись методами максимуму та підсумовування.

Отримані результати приведені нижче на рис 4.16 – 4.18.

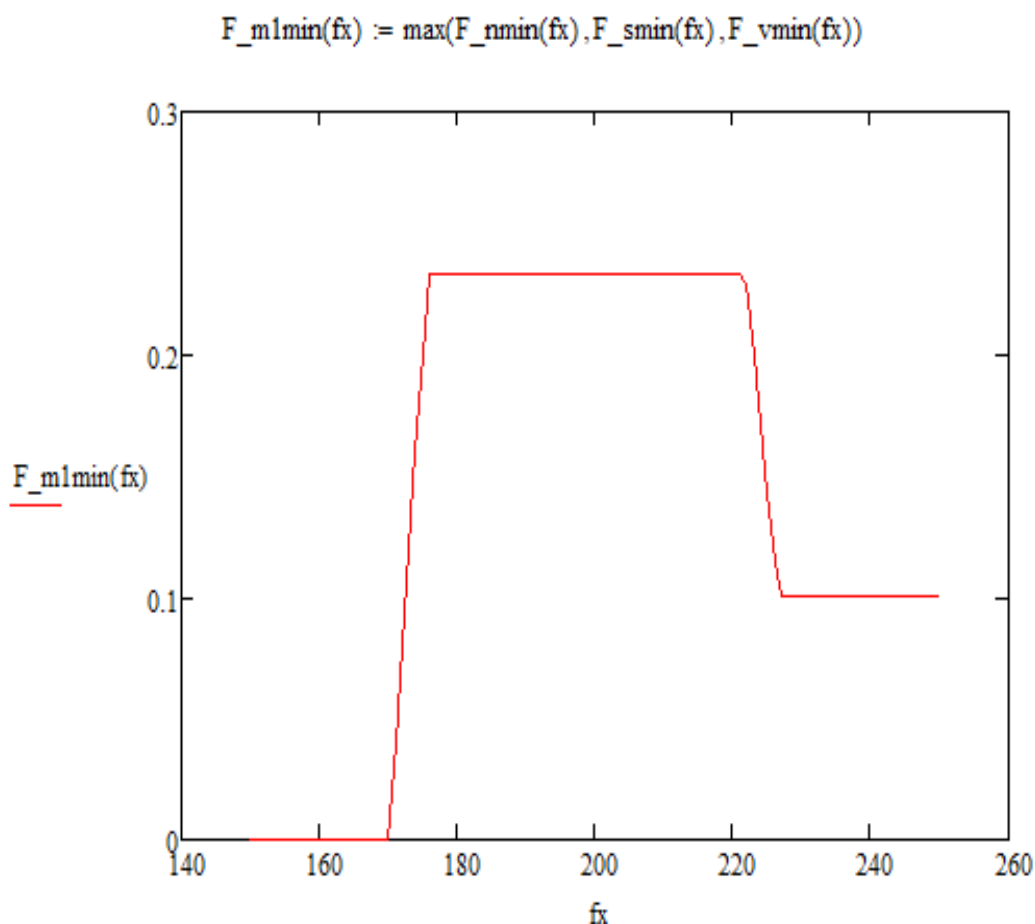


Рис.4.16 Об'єднання методом максимуму

Для наступного кроку необхідно перейти до числових значень змінної керування:

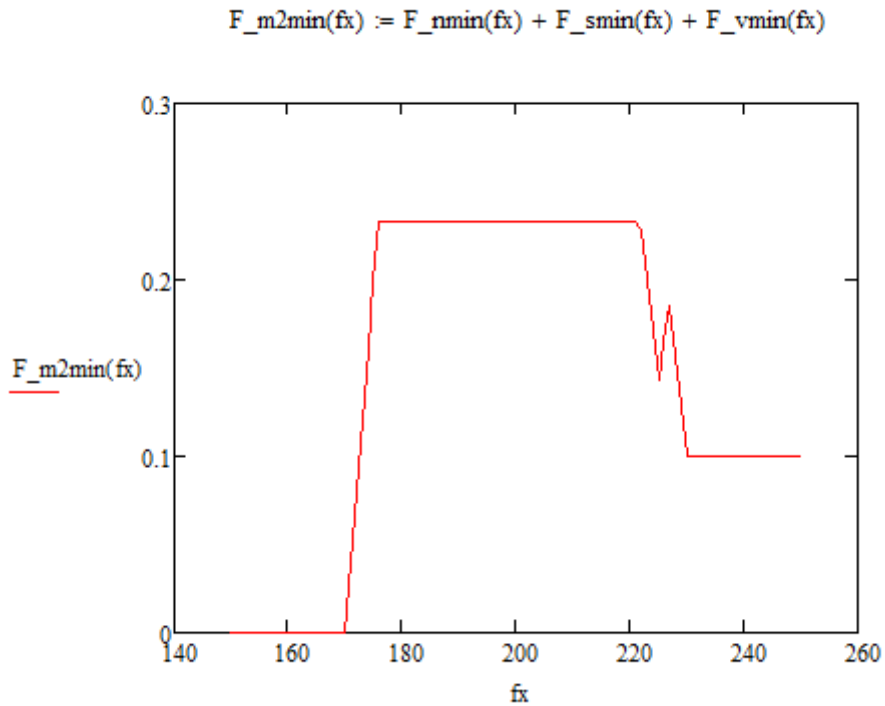


Рис.4.17. Об'єднання методом підсумовування

Зведення до числових значень має наступний вигляд:

$$FF_m1min := \frac{\int_{150}^{250} fx \cdot F_m1min(fx) \, dfx}{\int_{150}^{250} F_m1min(fx) \, dfx}$$

$$FF_m2min := \frac{\int_{150}^{250} fx \cdot F_m2min(fx) \, dfx}{\int_{150}^{250} F_m2min(fx) \, dfx}$$

$$FF_m1min = 205.371 \qquad FF_m2min = 205.7$$

Рис.4.18 Зведення до числових значень

3.4.5. Результати реалізації нечітких моделей та систем засобами *MatLab*

Результати виконаної роботи у середовищі приведені вище.

Наведемо результати виконаної роботи у середовищі MatLab в наступному вигляді:

- схема НчАСК на рис. 4.19;
- редактор функцій належності для хімічних входу та виходу на рис. 4.20, рис. 4.21;
- редактор правил продукції після їх визначення на рис. 4.22;
- перегляд результату використання правил продукції на рис. 4.23;
- перегляд поверхні нечіткого висновку на рис. 4.24.

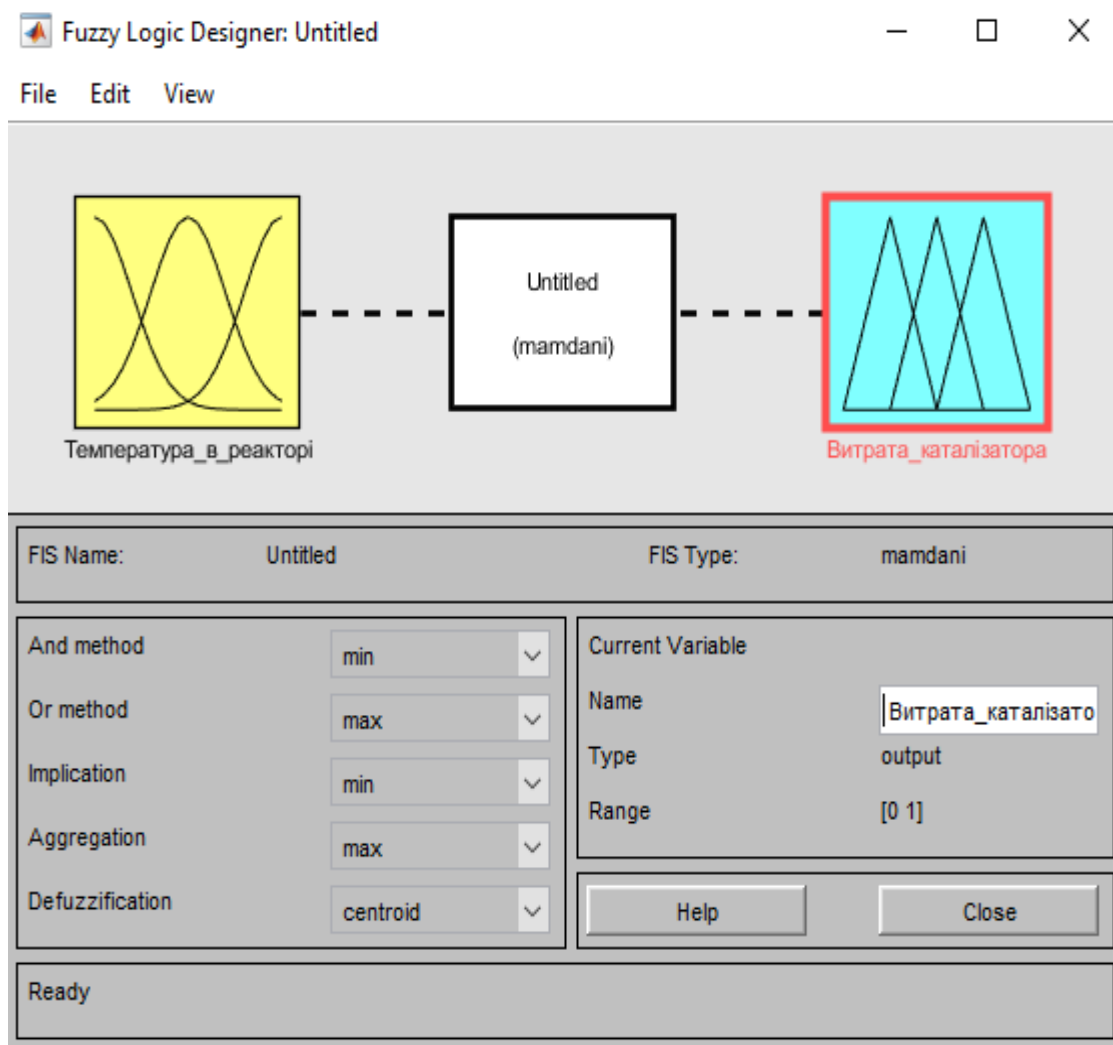


Рис.4.19 схема НЧАСК

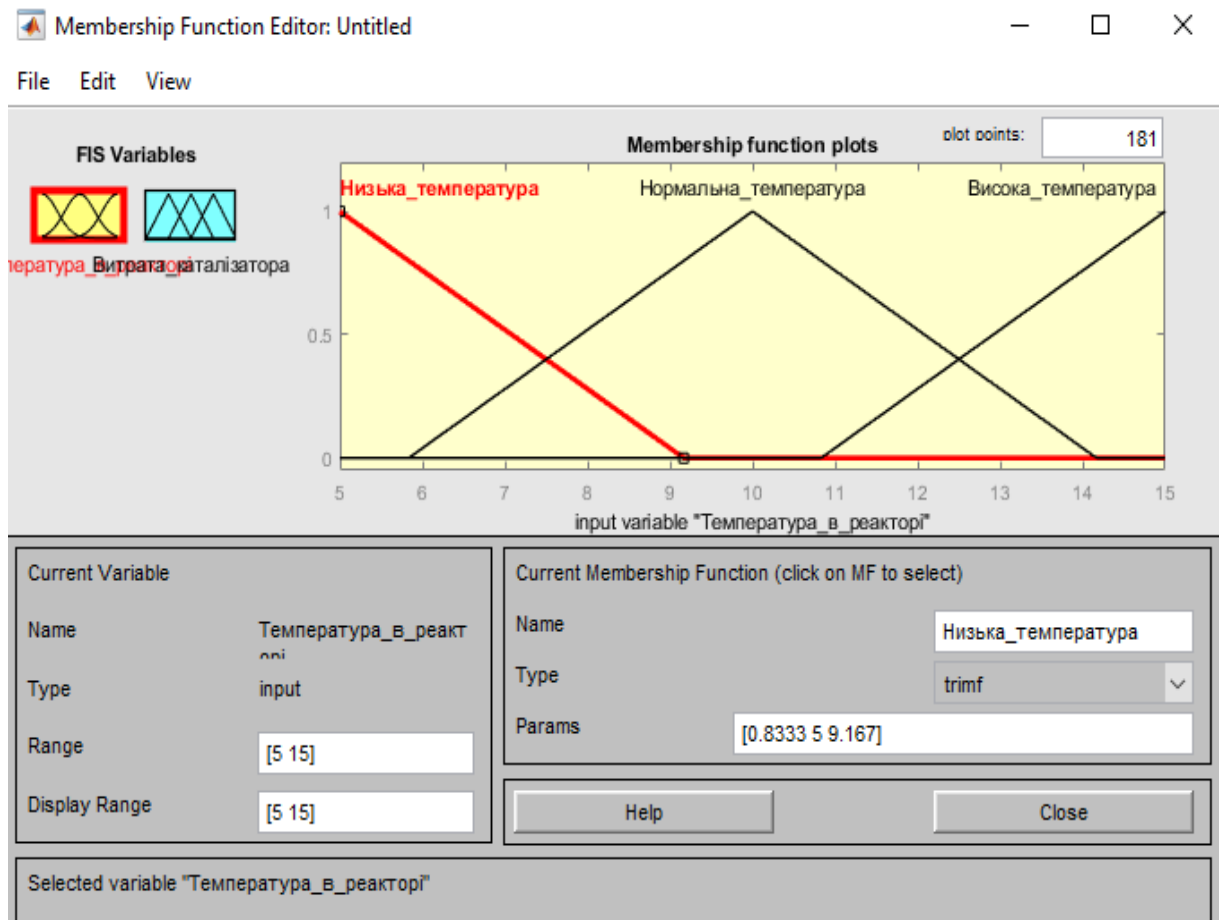


Рис.4.19. Вікно редактора функцій належності для вхідної змінної

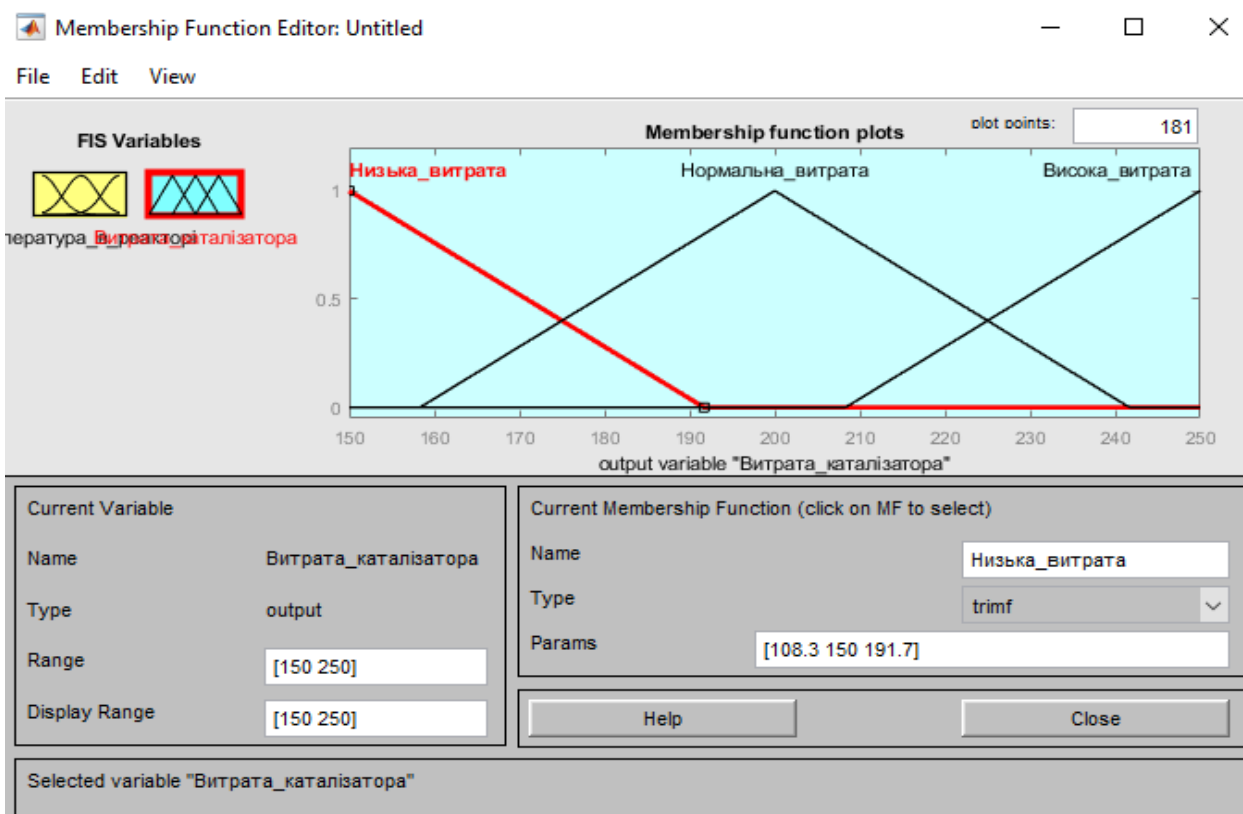


Рис.4.20. Вікно редактора функцій належності для керувальної змінної

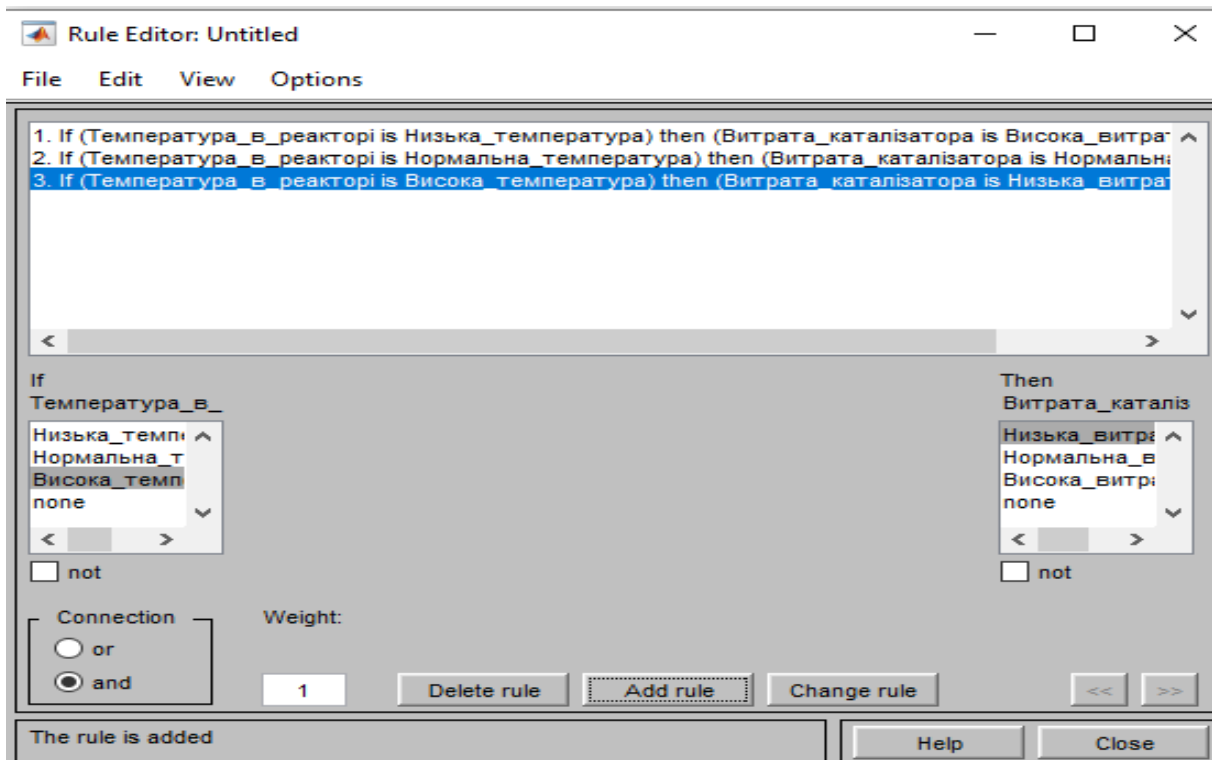
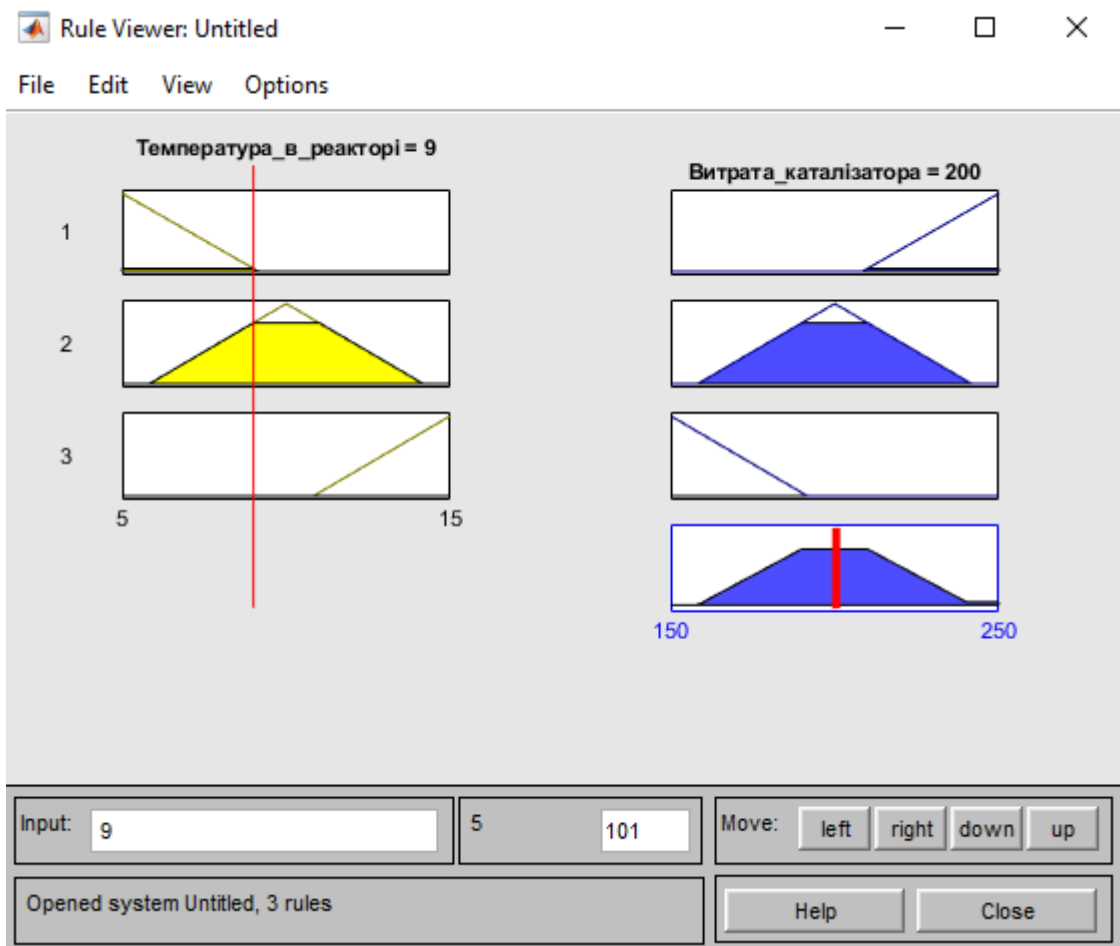


Рис.4.21. Вікно редактора правил продукції після їх визначення



4.22. Вікно перегляду результату використання правил продукції

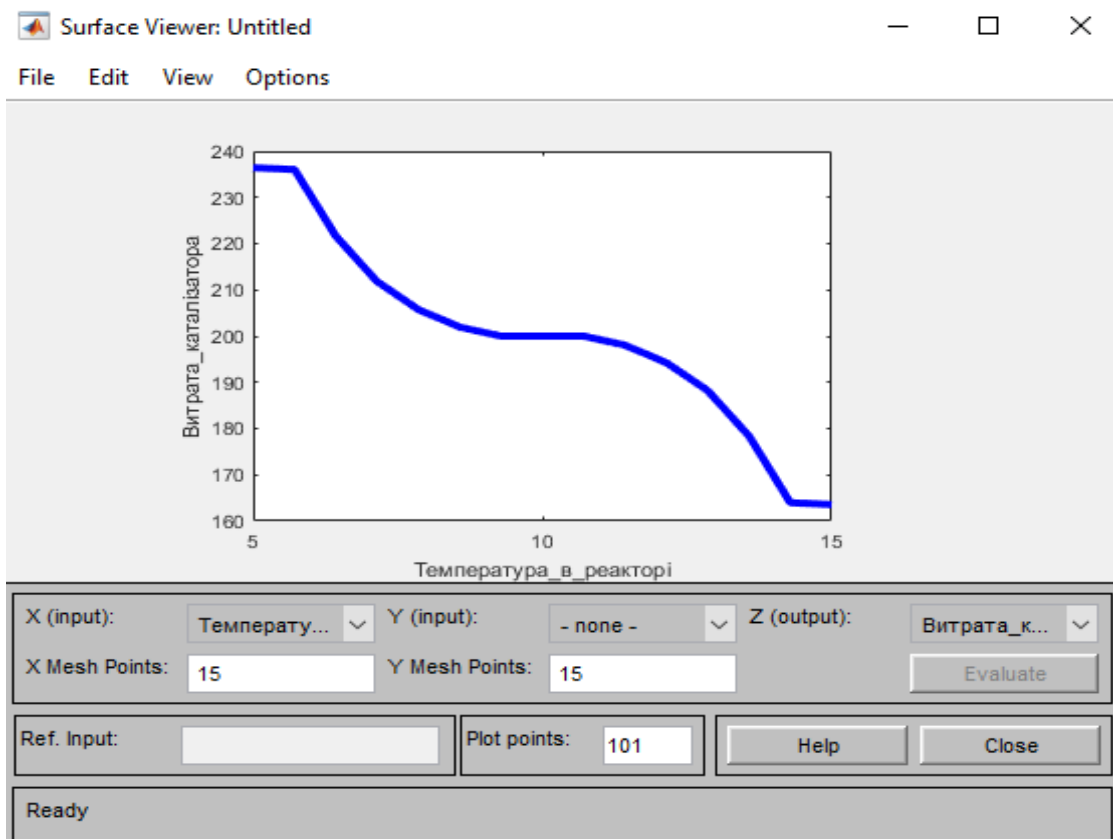


Рис.4.23. Вікно перегляду поверхні нечіткого висновку

4. РОЗРОБКА СТАРТАП – ПРОЕКТУ «БОТ – АВАРІЙНА СИТУАЦІЯ»

4.1. Початок розробки, ідея, властивості переваги

Ідея стартап – проекту: створення бота, що буде повідомляти про аварійну ситуацію згідно з розробленою математичною моделлю.

Планується розробити бота, що при аварійній ситуації згідно з розробленою математичною моделлю терміново надсилатиме повідомлення на телефон/ планшет/ ноутбук/ комп'ютер, відповідному персоналу, з короткою інформацією, щодо аварії, а для більш розгорнутої інформації, необхідно перейти та розгорнути повідомлення.

Текст повідомлення буде наступним:

«УВАГА! Температура флегми в колоні дебутанізації наближається до критичної, перевірте показники»

В розгорнутому вигляді будуть надані графіки зі змінами температурного режиму на протязі 24 годин та у теперішньому часі, та можливі варіанти вирішення проблеми.

Характеристика ринку. Наразі ми живемо у часи завершення 3 цифрової революції, характерними особливостями якої – розвиток інформаційно – комунікаційних технологій, автоматизація та роботизація промисловості у всіх її видах. Але ці часи вже майже завершилися і на сьогодні дуже стрімко розвивається епоха «Індустрії 4.0».

Індустрія 4.0 – це повністю автоматизовані виробництва, в яких усіма процесами можна керувати в реальному часі навіть при зміні умов процесу. Суть процесу полягає в переносі реального об'єкту керування чи цілого підприємства в віртуальну копію, де можливо все відслідковувати у реальному часі.

Наприклад, зазвичай на підприємствах розміщено багато датчиків, що генерують дані, за допомогою IIoT(Industrial Internet of Things) можливо

об'єднати дані з однієї з виробничих ліній, для активної обробки та підвищення загально продуктивності шляхом виявлення та усуненню факторів, що сповільнюють виробництво. Всі отримані данні с датчиків можливо віддалено контролювати і виправляти виникаючі проблеми автоматизовано, без участі людини.

Цільова аудиторія – малі та середні виробництва.

Перевагою даного стартап – проекту є мала собівартість, та досить легка установка в нові підприємства.

Гроші: 20 тис. грн. на встановлення необхідних датчиків на виробництві, 75 тис. грн. на встановлення та налаштування бота під виробництво.

Джерело грошей: зацікавлені виробництва, бізнес – ангели, венчурне підприємство.

Конкуренти: системи на основі Supervisory Control And Data Acquisition.

4.2. Аналіз маркетингового середовища

4.2.1. Аналіз внутрішнього середовища

Таблиця 5.1. Аналіз внутрішнього маркетингового середовища

Фактори внутрішні	Вплив фактору		Проблеми та можливості
	Можливості	Загрози	
Стратегічне планування та проблематика	Ускладнене прогнозування, визначення цілей, завдань роботи бота і методів їх досягнення		Проведення комплексних маркетингових досліджень, розробка стратегії діяльності компанії з урахуванням

			кризових ситуацій
Низька обізнаність існування продукту	Відсутність рекламованості компанії серед клієнтів	Недовірливе ставлення потенційних клієнтів	Використання різноманітних способів просування, реклама у ютуб, та індексація
Низький рівень фінансування	Фізичний зношення обладнання (ноутбуків та аксесуарів до них)		Внесення змін до фінансового плану компанії; збільшення витрат на підтримку функціоналу
Інтелектуальний потенціал		Кваліфіковані, лояльні і добре мотивовані працівники як інструмент для досягнення конкурентних переваг	Оптимізація управління трудовими ресурсами; розробка методів, спрямованих на підвищення продуктивності праці

Інновації	Пошук нових клієнтів з сучасним мисленням	Співпраця з клієнтами, орієнтованими на розвиток товару	Пошук клієнтів-новаторів
-----------	-------------------------------------------	---------------------------------------------------------	--------------------------

Таблиця 5.2. Загальний список необхідної інформації

№ п/п	Необхідна інформація
1	Залучення нових інвестицій
2	Рекламування компанії, інші способи просування на ринку
3	Сценарій дій компанії у кризових ситуаціях
4	Комплексні маркетингові дослідження
5	Мотивація співробітників для покращення продуктивності праці
6	Пошук клієнтів з сучасним мисленням
7	Способи та методи приваблювання нових клієнтів

4.2.2. Аналіз зовнішнього середовища

Таблиця 5.3. Таблиця політико – правових факторі середовища підприємства.

Фактори	Вплив фактору		Альтернативні методи
	Можливості	Загрози	
Просування українських товарів до Європи та ближнього зарубіжжя	Розширення ринку збуту товару	Витіснення вітчизняного товару закордонним	Підведення товару компанії до вимог та стандартів Європейського середовища
Урегулювання діяльності компанії	Підвищення якості товарів і послуг	Недовірливе ставлення	Дотримання захисту прав споживачів,

законодавчими актами і законами	відповідно до сертифікатів та ліцензій	потенційних клієнтів	забезпечення безпеки праці, часу роботи, мінімальної заробітної плати
---------------------------------	----------------------------------------	----------------------	-----------------------------------------------------------------------

5.4. Таблиця підсумків факторів економічного середовища

Фактори	Вплив фактору		Альтернативні методи
	Можливості	Загрози	
Економічний потенціал України		Недостатність клієнтів-підприємств, що можуть дозволити собі оновлення систем	Вивід товару на закордонні ринки
Світова економічна криза		Недостатнє фінансування, відсутність інвесторів	Пошук шляхів здешевлення товару без втрат у якості
Падіння рівню промислового виробництва в країні		Мала кількість місць впровадження технології	Пошук закордонних клієнтів

Таблиця 5.5. Таблиця факторів соціально – культурного середовища

Фактори	Вплив фактору		Альтернативні методи
	Можливості	Загрози	

Бажання працівників зменшити обсяг виконання роботи	Перевага над конкурентами за рівнем автоматизації, зниженням кількості людської праці		Вдосконалення елементів системи для зниження рівня людської праці
Особливості відношення українських клієнтів		Вибір перевірених технологій перевірених виробників замість інноваційної	Демонстрація на практиці переважання якості товару за рахунок його рівня іновацій

4.2.3. Аналіз факторів мікроркетингового середовища

Таблиця 5.6. Таблиця підсумків впливу споживачів на розвиток компанії

Фактори	Вплив фактору		Альтернативні методи
	Можливості	Загрози	
Бажання клієнтів мати якісний продукт за короткий час і низьку вартість	Подолання конкурентів за рахунок унікального дизайну	Втрата клієнтів через невідповідність зовнішнього вигляду товару	Постійна робота над дизайном та ергономічністю товару
Вплив статусу бренду на клієнтів		Втрата потенційно	Робота над іміджем компанії,

		важливих клієнтів	доведення слів ділом, підтвердження якості товару
Здатність покупців торгуватися		Втрата потенційних клієнтів через велику вартість товару та послуг	Співпраця з клієнтами на взаємовигідних умовах поступок

Таблиця.5.7. Таблиця підсумків вплив конкурентів на розвиток компанії

Фактори	Вплив фактору		Альтернативні методи
	Можливості	Загрози	
Наявність нових конкурентів		Рівень інноваційності нових конкурентів перевищить рівень інноваційності компанії	Моніторинг ринку, спроби технологічно випереджувати конкурентів
Наявність взаємозамінних товарів		Поява інноваційного промислового обладнання, що не потребує впровадження пропонованих систем	Робота над адаптивністю систем для впровадження на різні типи, види та рівні виробництва
Конкуренція між існуючими компаніями		Витіснення конкурентами компанії з ринку	Порівняння, аналіз товару конкурентів, запозичення

			гарних тенденцій та запобігання помилкам конкурентів
--	--	--	---------------------------------------------------------------

4.3. Конкурентний аналіз компанії

Таблиця 5.8. Аналіз конкуренції за ступенями

Особливості конкурентного середовища	В чому проявляється дана характеристика	Вплив на діяльність компанії
1.Вказати тип конкуренції: монополія/ олігополія/ монополістична/чиста	Монополістична. Різноманітність продукту та послуг у розробці ПЗ. Важливою є реклама, нецінові ознаки товару, що впливають на вибір клієнта. Легкий вхід нової фірми та легкий вихід з галузі ІТ.	Великий асортимент продукції та послуг з розробки програмного забезпечення, потужна реклама, акції та бонуси при замовленні послуг та доступність при відкритті нового підприємства.
2.За рівнем конкурентної боротьби: локальний/національний.	Національний. Велика кількість аутсорсингових компаній, які пропонують свої послуги у різних країнах.	Можливість продавати свій продукт та послуги не тільки в Україні, а й закордоном.

<p>3. За галузевою ознакою: міжгалузева/ внутрішньогалузева</p>	<p>Внутрішньогалузева. Галузь ІТ технологій має переваги, над іншими, оскільки стрімко розвивається. Це проявляється і у фінансовій складовій і в трудових ресурсах і т.ін. тому йде внутрішньогалузева конкуренція за потенційного клієнта та людські ресурси.</p>	<p>Залучення інвесторів у свій бізнес, набір висококваліфікованих кадрів в команду та реклама для потенційних клієнтів</p>
<p>4. Конкуренція за видами товарів: товарно-рідова/ товарно-видова/ між бажаннями</p>	<p>Товарно-рідова. Різні шляхи задоволення потреб клієнта, а саме автоматизація виробництва може бути виконана різними шляхами(програма, чат-бот і т.ін.)</p>	<p>Великий асортимент продукції та послуг з розробки програмного забезпечення та аргументи, чому той чи інший спосіб кращий для клієнта.</p>
<p>5. За характером конкурентних переваг: цінова/ нецінова</p>	<p>Цінова. В сучасних умовах саме така конкуренція актуальна для більшості галузей.</p>	<p>Зниження цін на певні послуги, а саме в моєму стартапі представлення бюджетної програми чат-боту для виробництв.</p>

6. За інтенсивністю: марочна/ немарочна	Марочна. В галузі розробки ПЗ важливу роль відіграє торгова марка, адже реклама, її популярність та репутація на ринку є важливим критерієм у виборі потенційного клієнта.	Розробка товарної марки та її популяризація за допомогою реклами.
--------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------

Таблиця 5.9. Обґрунтування факторів конкурентоспроможності

№ п/п	Фактор конкурентоспроможності	Обґрунтування (наведення чинників, що роблять фактор для порівняння конкурентних проектів значущим)
1	Політична ситуація в країні	Складна політична ситуація зумовлює обмеження в галузі модернізації виробництва, виділення коштів для цього.
2	Наявність конкурентів	Велика конкуренція, проте на ринок вийти легко, але залучити інвесторів та заслужити довіру у потенційних клієнтів не просто.
3	Загальний рівень техніки та технологій	З кожним днем технології розвиваються і швидко з'являються нові послуги та продукти на ринку.
4	Національний рівень підприємства	Можливість отримати інвестиції та замовлення від клієнтів з інших країн.

Таблиця 5.10 Порівняння сильних та слабких сторін стартап – проекту

№ п/п	Фактор конкурентоспроможності	Бали 1-20	Рейтинг товарів-конкурентів у порівнянні з Cpt_Sparrow_bot						
			-3	-2	-1	0	1	2	3
1	Політична ситуація в країні	3				+			
2	Наявність конкурентів	15				+			
3	Загальний рівень техніки та технологій	18			+				
4	Національний рівень підприємства	15			+				

4.4. Розроблення ринкової стратегії проекту

Таблиця 5.11 Вибір цільових груп потенційних споживачів

№ п/ п	Опис профілю цільової групи потенційни х клієнтів	Готовність сприйняти продукт	Орієнтовний попит в межах сегменту	Інтенсивність конкуренції в сегменті	Простота входження у сегмент
1	Малі підприємств а	Мала собівартість та ефективність чат-боту допоможе малому підприємству	Латентний попит, що тільки виявляється у вигляді невеликих замовлень.	Висока конкуренція	Увійти не легко, адже висока конкуренці я

		модернізуват и виробництво, такі підприємства готові до такого продукту			
2	Середні підприємств а	Автоматизаці я частини виробництва або ж повністю всього технологічног о процесу, підприємства готові до модернізації частини виробництва, до повністю автоматизації всього процесу в сучасних умовах не готові.	Повноцінний попит – на автоматизаці ю частини виробництва.	Невисока конкуренція .	Конкуренці я менша, але інвестицій потребуєтьс я більше.

3	Великі підприємства	Автоматизація повністю всього виробництва, великі підприємства не готові до таких змін.	Попит, що постійно зменшується в зв'язку з політичною ситуацією.	Висока конкуренція	Увійти складно, великі інвестиції та висока конкуренція.
Які цільові групи обрано: Обрано малі та середні підприємства, які є потенційними клієнтами розробленої послуги та продукції.					

Таблиця 5.12. Базова стратегія конкурентної поведінки підприємства

№ п/п	Чи є проект «першопрохідцем» на ринку?	Чи буде компанія шукати нових споживачів, або забирати існуючих у конкурентів?	Чи буде компанія копіювати основні характеристики товару конкурента, і які?	Стратегія конкурентної поведінки
1	Так	Так	Так, буде копіювати розробку програми для технологічних процесів та адаптивність до різних типів процесів	Стратегія наслідування лідеру

2	Ні	Так	Ні	Стратегія заняття конкурентної ніші. Стратегія лідера
---	----	-----	----	----------------------------------------------------------------------

Таблиця 5.13. Визначення стратегії позиціонування

№ п/п	Вимоги до товару цільової аудиторії	Базова стратегія розвитку	Ключові конкуренто-спроможні позиції власного стартап-проект	Вибір асоціацій, які мають сформувану комплексну позицію власного проекту (три ключових)
1	Мала собівартість, якість, точність	Стратегія диференціації	Інновація, адаптивність, низька ціна, підходить для малого та середнього бізнесу.	Унікальні властивості продукту Адаптивність Мала собівартість

Висновки

Магістерська дисертація за темою «Автоматизація виробництва алкілату» містить результати досліджень описаних у 5 розділах.

За результатами проведених досліджень було досягнуто мети магістерської дисертації, а саме було розроблено систему керування яка забезпечить зменшення втручання людини в роботу системи, збільшить ефективність використання енергетичних ресурсів та підвищить економічну ефективність виробництва в цілому.

Перший розділ магістерської дисертації містить фізико – хімічний опис процесу алкілування, а також опис головних апаратів процесу.

Другий розділ магістерської дисертації містить розроблену математичну модель для колони дебутанізації та дефлегматора, та вплив на температуру кубового залишку.

Третій розділ магістерської дисертації містить розроблену базу знань експертної системи діагностувального та прогнозувальних типів із подальшою розробкою нечіткої системи керування.

Четвертий розділ магістерської дисертації містить ідею стартап – проекту «Бот – аварійна ситуація», проведено аналіз внутрішнього за зовнішнього середовища, проведено аналіз конкурентоспроможності, а також розроблено ринкову стратегію проекту.

При виконанні магістерської дисертації були використані методи теорії автоматичного керування та математичного моделювання.

Основні результати дисертації можуть бути використані для попередньої оцінки параметрів налаштування реальних систем керування та в якості дидактичних матеріалів курсу «Проектування систем керування».

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Александров И. А., Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования [Текст] / И. А. Александров. - 2-е изд., перераб. - М. : Химия, 1971. - 296 с.
2. Методичні вказівки до виконання розрахункової роботи з навчальної дисципліни “Виробничі процеси та обладнання об’єктів автоматизації” для студентів денної та заочної форм навчання/Н.М. Корчик, С.В. Белікова. – Рівне: НУВГП, 2011, - 47с.
3. Алкілування ізобутану бутенами/Л.К. Патриляк, В.О. Іонін // Катализ и нефтехимия – 2007. – №15. – с.26-37.
4. Проектування систем керування: навч. посібн. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп’ют.-інтегр. технології» / Я.Ю.Жураковський, М. З. Кваско, А. І. Жученко, В. В. Миленський. – К. : НТУУ «КПІ», 2014. – 342 с. № листа МОН 1/11-2310 11.02.2014
5. Ярощук Л. Д. Статистичні методи – 1. Теорія оцінювання та статистичні гіпотези. Оцінювання параметрів випадкових величин та кореляційного зв’язку: Метод. вказівки до викон. розрахункової роботи для студ. спеціальності „Автоматизоване управління технологічними процесами”
6. Жученко, А. І. Спеціальні розділи математики для дослідження комп’ютерних систем [Текст]: навч. посіб / А.І. Жученко, Л.Д. Ярощук – К.: Техніка, 1996. – 184с.
7. Плис, А. И. *Mathcad*: математический практикум для экономистов и инженеров [Текст]: учеб. пособие / А. И. Плис, П. А. Сливина. – М.: Финансы и статистика, 1999. – 656 с.
8. Флид М.Р., Трегер Ю.А. Винилхлорид: химия и технология [Текст]: – М.: «Калвис», 2008. – 584 с. – ISBN 978-5-89530-019-0.

9. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза [Текст]: учеб. пособие / И. И. Юкельсон; под ред. Урывалова Н. И. – М.: Химия, 1968. – 848 с. – Библиогр.: с. 806–819.
10. Ладієва Л. Р. Оптимізація технологічних процесів [Текст]: Навч. посіб. / Л. Р. Ладієва. – Київ: Політехніка, 2004. – 192 с. – Бібліогр.: с. 188. – ISBN 966-622-151-9.
11. Ковалевський В. М. Методичні вказівки по виконанню розрахунково-графічної роботи курсу «Контроль та керування хіміко-технологічними процесами» до напрямку підготовки «Хімічна технологія» [Текст] / Уклад. В. М. Ковалевський // - К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 114 с. – Бібліогр.: с. 64–71.

ДОДАТОК 1

№	Назва змінної	Ідентифікатор змінної	Регістрація потоку	Регістрація попереднього апарату	Регістрація наступного апарату	Місце спостереження	Одиниці вимірювання	Спосіб вимірювання	Періодичність вимірювання	Допустимі граници	Показник якості	Перелік показників якості, що пов'язані зі змінною	Зміна-причина аварії?	Ознаки порушення (аварії)	Наслідки порушення (аварії)	Імовірність порушення (аварії)	Визначення придатності змінної для прогнозування аварії
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Потоки																	
1	Витрата ізобутану	Fіз1	IЗ1	-	P1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неперервно	1200-1400	ні	-	Ні	-	-	10%	-
3	Витрата рециркуляту	Fрц1	Pц1	-	P1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1000-1150	ні	-	Ні	-	-	10%	-
4	Температура парів ізобутану	Тп	П	Рел	P1	Трубопровід	С	Авт	Неп	22-28	так	-	Ні	-	-	20%	-
5	Витрата парів ізобутану	Fп	П	Рел	P1	Трубопровід	кг/год	Авт	Неп	200-300	ні	Температура	Так	Fп > 300 кг/год	Вибух реактора	60%	+
6	Витрата ізобутану	Fіз2	IЗ2	P1	Рел	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1720-1730	ні	Температура	Так	Fіз2 < 1700 М ³ /год	Брак продукції	70%	+
7	Витрата бутилену	Fб	Б	-	Рел	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	950-1050	ні	Температура	Так	Fб > 1050 М ³ /год	Хімічна реакція сповільнюється	50%	+

8	Витрата каталізатора	Fк	К	-	Pe1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	150-250	ні	Температура	Так	Fк < 60 М ³ /год	Брак продукції	80%	+
9	Концентрація каталізатора	Ск	К	-	Pe1	Трубопровід	%	Авт	Неп	95-99%	Так	Концентрація суміші на виході	Так	Ск < 95%	Хімічна реакція пройде частково	40%	+
10	Витрата оборотної кислоти	Fок1	OK1	Pe1	Pe1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	70-80	ні	-	Ні	-	-	5%	-
11	Концентрація Ок1	СОк1	OK1	Pe1	Pe1	Трубопровід	%	Авт	Неп	30-90%	Так	Концентрація суміші на виході	Ні	СОк1 > 90%	Несправність реактору	5%	-
12	Витрата суміші	Fc1	С1	Pe1	Ce1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1950-1990	ні	-	Ні	-	-	5%	-
13	Температура в реакторі	Тре	Pe1	Pe1	Pe1	Реактор	С	Авт	Неп	5-15	ні	-	Так	5 < Тре < 20	Брак продукції	80%	+
14	Тиск в реакторі	Пре	Pe1	Pe1	Pe1	Реактор	МПа	Авт	Неп	0,6-1	так	-	Так	Пре > 1 МПа	Вибух реактору	60%	+
15	Рівень в реакторі	Lpe	Pe1	Pe1	Pe1	Реактор	%	Авт	Неп	75-80%	ні	-	Ні	-	-	20%	-
16	Витрата сірчаної кислоти	Fск	СК	-	Pe1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	40-70	ні	Температура	Ні	-	-	20%	-
17	Витрата оборотної кислоти	Fок2	OK2	Ce1	Pe1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	40-50	ні	-	Ні	-	-	60%	+
18	Концентрація Ок1	Сок2	OK2	Ce1	Pe1	Трубопровід	%	Авт	Неп	30-90%	Так	Концентрація суміші на виході	Ні	Сок2 > 90%	Несправність сепаратору	5%	-

19	Витрата суміші	Fc2	C2	Ce1	H1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1400-1500	ні	-	Ні	-	-	40%	-
20	Рівень в сепараторі	Lce1	Ce1	Ce1	Ce1	Сепаратор 1	%	Авт	Неп	75-80%	ні	-	Ні	-	-	20%	-
21	Витрата луку	Fл	Л	-	H1	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	500-600	ні	-	Так	Fл < 500 М ³ /год	Брак продукції	40%	+
22	Витрата суміші	Fc3	C3	H1	Ce2	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1900-2000	ні	-	Ні	-	-	10%	-
23	Рівень в нейтралізаторі	Ln	H1	H1	H1	Нейтралізатор	%	Авт	Неп	75-80%	ні	-	Так	Ln > 90%	Вивільнення суміші	45%	+
24	Витрата суміші	Fc4	C4	Ce2	-	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	1700-1740	ні	-	Ні	-	-	10%	-
25	Витрата води	Fв	В	Ce2	-	Трубопровід	М ³ /год	Авт	Неп	200-260	ні	-	Ні	-	-	15%	-
26	Рівень в сепараторі	Lce2	Ce2	Ce2	Ce2	Сепаратор 2	%	Авт	Неп	75-80%	ні	-	Ні	-	-	20%	-