

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ імені Ігоря Сікорського»
(повне найменування вищого навчального закладу)

ФАКУЛЬТЕТ АВТОМАТИЗАЦІЇ, ПРОМИСЛОВОЇ ІНЖЕНЕРІЇ ТА ЕКОЛОГІЇ
(повне найменування інституту, назва факультету (відділення))

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації
(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»
УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри
_____ Віталій ЦАПАР
«_____» _____ 20____

Магістерська дисертація
на здобуття ступеня магістра

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

зі спеціальності 174 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології та
робототехніка

на тему: Система керування процесом етерифікації

Виконав: студент 2 курсу, групи ЛК-41мп
(шифр групи)

_____ Котелевич Іван Сергійович _____
(прізвище, ім'я, по-батькові) (підпис)

Керівник _____ к.т.н., доцент Ладієва Л.Р. _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Консультант Стартап проект _____ к.е.н., доц. Юдіна Н.В. _____
(назва розділу) (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

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

Студент _____
(підпис)

Київ - 2025 року

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

Факультет автоматизації, промислової інженерії та екології
(повна назва)

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації
(повна назва)

Рівень вищої освіти – другий (магістерський)

Спеціальність 174 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології та
робототехніка

Освітньо-професійна програма «Технічні та програмні засоби автоматизації»

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ Віталій ЦАПАР
(підпис) (ініціали, прізвище)

« ____ » _____ 20__ р.

ЗАВДАННЯ
на магістерську дисертацію студенту
Котелевичу Івану Сергійовичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації Система керування процесом етерифікації.

Науковий керівник дисертації Ладієва Леся Ростиславівна ,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від « ____ » _____ 20__ р. № _____

2. Термін подання студентом дисертації _____

3. Вихідні дані до дисертації Система управління, яка гарантує дотримання
необхідних часових характеристик якості керованого процесу

4. Зміст пояснювальної записки Процес етерифікації як об'єкт
автоматичного керування; математичне моделювання ефіризатора; синтез і
дослідження системи керування; розробка схеми автоматизації
технологічного процесу виробництва етилацетату; охорона праці.

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов’язкових креслеників, плакатів, презентацій тощо) Схема автоматизації технологічного процесу виробництва етилацетату;

6. Консультанти розділів дисертації

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Стартап проект	Юдіна Н.В., к.е.н., доцент, доцент кафедри промислового маркетингу		

7. Дата видачі завдання 26.10.2025

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів дисертації	Примітка
1	Теоретичний аналіз процесу етерифікації та систем керування	26.10.2025	
2	Розробка схем автоматизації системи керування процесом етерифікації	28.10.2025	
3	Математичне моделювання ефіризатора	02.11.2025	
4	Синтез оптимальної системи керування процесом етерифікації	07.11.2025	
5	Розробка та дослідження нечіткої системи керування	09.11.2025	
6	Створення стартап-проекту	11.11.2025	

Студент

(підпис)

Котелевич І.С.

(ініціали, прізвище)

Науковий керівник дисертації

(підпис)

Ладієва Л.Р.

(ініціали, прізвище)

Реферат

Магістерська дисертація містить 132 сторінки, 32 рисунки, 22 таблиці, 3 аркуші графічної частини, 3 додатки та 7 джерел літератури.

Об'єкт дослідження є процес етерифікації при виробництві етилацетату, предметом є методи побудови та дослідження систем автоматизованого керування ним.

Метою роботи була розробка комп'ютеризованої системи керування, що забезпечує стабільну якість продукту, зменшення енерговитрат і підвищення надійності та безпечності технологічної установки. Виконано аналіз фізико-хімічних властивостей етилацетату та промислових методів його одержання, обґрунтовано вибір безперервної схеми етерифікації з ефіризатором і ректифікаційними колонами. Розроблено схеми автоматизації процесу, включно із системами контролю, дистанційного керування та аварійного захисту, для ефіризатора побудовано математичну модель, досліджено статичні й динамічні режими, отримано передатні функції каналів керування та збурень і змодельовано перехідні характеристики.

На основі моделей здійснено синтез системи керування з використанням класичних П, ПІ, ПІД регуляторів та різних видів оптимального керування у середовищі Matlab, проведено порівняння варіантів за показниками якості. Розроблено нечітке керування процесом етерифікації: сформовано базу знань, обрано лінгвістичні змінні та функції належності, виконано порівняльний аналіз роботи нечіткого регулятора щодо класичних підходів. Також було сформовано стартап-проект «Vamiin's Labs», спрямований на створення онлайн-сервісу індивідуального супроводу учнів і студентів у технічних дисциплінах.

Ключові слова: етилацетат, етерифікація, ефіризатор, автоматизація, система керування, математичне моделювання, передатна функція, оптимальне керування, нечітке керування, стартап-проект.

Abstract

The master's thesis comprises 132 pages, 32 figures, 22 tables, 3 sheets of graphical material, 3 appendices, and 7 references. The object of the research is the esterification process in ethyl acetate production, and the subject is the methods for designing and analysing automatic control systems for this process.

The aim of the work is to develop a computerized control system that ensures stable product quality, reduced energy consumption, and increased reliability and safety of the technological unit. An analysis of the physicochemical properties of ethyl acetate and industrial methods of its production has been carried out, and the choice of a continuous esterification scheme with an etherifier and rectification columns has been substantiated. Process automation schemes have been developed, including systems for monitoring, remote control, and emergency protection. For the etherifier, a mathematical model has been constructed, static and dynamic modes have been investigated, transfer functions of control and disturbance channels have been obtained, and the corresponding transient responses have been simulated.

On the basis of the models, a control system has been synthesized using classical P, PI, and PID controllers as well as various types of optimal control in the Matlab environment, and the obtained variants have been compared according to standard quality indices. Fuzzy control of the esterification process has also been developed: a knowledge base has been formed, linguistic variables and membership functions have been selected, and a comparative analysis of the fuzzy controller performance relative to classical approaches has been carried out. In addition, a start-up project "Vamiin's Labs" has been formulated, aimed at creating an online service for individual support of pupils and students in technical disciplines.

Keywords: ethyl acetate, esterification, etherifier, automation, control system, mathematical modelling, transfer function, optimal control, fuzzy control, start-up project.

Зміст

Вступ	8
РОЗДІЛ 1 ТЕХНОЛОГІЧНІ ОСНОВИ ТА СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ЕТИЛАЦЕТАТУ	10
1.1 Загальні відомості про етилацетат і його застосування.....	10
1.2 Сировинна база та методи одержання етилацетату.....	12
1.3 Опис технологічної схеми виробництва етилацетату методом етерифікації	14
1.4 Кінетичні закономірності та основні параметри процесу	16
1.5 Системи автоматизації та керування технологічним процесом	19
1.6 Аналіз сучасних тенденцій автоматизації виробництва етилацетату	26
РОЗДІЛ 2 РОЗРОБКА СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ЕТЕРИФІКАЦІЇ	31
2.1 Опис технологічної схеми системи керування процесом етерифікації	31
2.2 Аналіз фізико-хімічних основ процесу з точки зору автоматичного контролю виробництва	32
2.3 Розробка схеми автоматизованого контролю	35
2.4 Система дистанційного управління і аварійного захисту електродвигуна	37
РОЗДІЛ 3 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕФІРИЗАТОРА.....	42
3.1 Моделювання статичного режиму	43
3.2 Моделювання динамічного режиму	46
РОЗДІЛ 4 РОЗРОБКА ОПТИМАЛЬНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ	51

4.1 Оптимальне програмне керування	51
4.2 Проектування лінійного оптимального закону	57
4.3 Проектування лінійного оптимального закону з інтегральною складовою	63
4.4 Керування за мінімальним часом при обмеженні на керування	66
РОЗДІЛ 5 РОЗРОБКА НЕЧІТКОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ.....	71
5.1 Аналіз технологічного об'єкту керування системи синтезу.....	71
5.2 Застосування системи експертного оцінювання	77
5.3 Створення нечіткої системи керування	94
РОЗДІЛ 6 СТВОРЕННЯ СТАРТАП-ПРОЄКТУ	102
6.1 Ідея та опис стартап-проєкту.....	102
6.2 Аналіз потенційних техніко-економічних переваг стартап-проєкту	106
6.3 Аналіз ринкових можливостей запуску стартап-проєкту	109
6.4 Ринкові стратегії стартап-проєкту	112
Висновки до розділу 6.....	116
ВИСНОВКИ	118
Література.....	121

Вступ

У сучасних умовах розвитку науки й техніки особливого значення набуває автоматизація виробничих процесів, адже саме вона забезпечує підвищення ефективності, надійності та безпеки функціонування технологічних систем. Впровадження комп'ютерно-інтегрованих технологій та робототехнічних засобів дозволяє оптимізувати управління складними об'єктами хімічної промисловості, мінімізувати вплив людського фактора та досягати високої якості кінцевого продукту.

Хімічна промисловість є однією з базових галузей, де автоматизація має першочергове значення. Одним із важливих напрямів є виробництво органічних сполук, зокрема процеси естерифікації. Ці реакції застосовуються для одержання різних ефірів, які мають широке промислове використання у виробництві розчинників, пластмас, фармацевтичних препаратів, парфумерії та лакофарбових матеріалів.

Процес естерифікації характеризується складною кінетикою і потребує суворого контролю технологічних параметрів, таких як температура, тиск, співвідношення реагентів, швидкість подачі сировини та якісні характеристики готового продукту. Виконання таких операцій вручну не лише знижує ефективність виробництва, а й підвищує ймовірність відхилень і аварійних ситуацій. Саме тому впровадження автоматизованих систем управління є необхідною умовою стабільної роботи обладнання та дотримання вимог екологічної безпеки.

Метою даної дипломної роботи є розробка системи керування процесом естерифікації, яка базується на створенні математичної моделі реакції та впровадженні алгоритмів автоматизованого контролю. Це дозволить здійснювати моніторинг і регулювання параметрів у реальному часі, оптимізувати режим роботи установки, зменшити витрати ресурсів і забезпечити стабільну якість кінцевого продукту.

Таким чином, дослідження й впровадження системи автоматизації процесу етерифікації має важливе наукове та практичне значення. Результати роботи можуть бути використані для підвищення конкурентоспроможності підприємств хімічної галузі, а також для створення передумов подальшої цифровізації та розвитку комп'ютерно-інтегрованих технологій у промисловості.

РОЗДІЛ 1

ТЕХНОЛОГІЧНІ ОСНОВИ ТА СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ЕТИЛАЦЕТАТУ

1.1 Загальні відомості про етилацетат і його застосування

Етилацетат (етиловий естер оцтової кислоти, хімічна формула $C_4H_8O_2$) належить до класу органічних сполук — складних ефірів, що утворюються внаслідок реакції етерифікації між оцтовою кислотою та етиловим спиртом. Це безбарвна летка рідина з характерним приємним фруктовим запахом, що нагадує аромат груш або ананаса. Етилацетат має відносну густину $0,900\text{--}0,902\text{ г/см}^3$ при $20\text{ }^\circ\text{C}$, температуру кипіння близько $77\text{ }^\circ\text{C}$ і температуру замерзання приблизно $-84\text{ }^\circ\text{C}$. Його показник заломлення становить $1,372$, а тиск насиченої пари при $20\text{ }^\circ\text{C}$ — $9,9\text{ кПа}$, що свідчить про його значну леткість. Етилацетат добре розчиняє багато органічних речовин, зокрема жири, смоли, ефірні масла, нітроцелюлозу, поліакрилати, проте малорозчинний у воді, утворюючи з нею азеотропну суміш.

Фізико-хімічні властивості етилацетату визначають його широке промислове застосування. Завдяки поєднанню високої розчинної здатності, помірної леткості та низької токсичності, він використовується як універсальний розчинник у численних галузях промисловості. В лакофарбовій і поліграфічній промисловості етилацетат служить основним компонентом розчинних систем для фарб, лаків, емалей, клеїв, друкарських чорнил та покриттів. Його висока леткість забезпечує швидке висихання лакофарбових матеріалів, що дозволяє застосовувати його в технологіях швидкого полімерного затвердіння поверхонь.

У хімічній промисловості етилацетат широко застосовується як селективний екстрагент для очищення продуктів органічного синтезу, наприклад, при виділенні ароматичних вуглеводнів, жирових кислот або стероїдних сполук. У фармацевтичному виробництві він використовується як допоміжний компонент для отримання лікарських форм, що потребують розчинення активних речовин у неполярному середовищі. Етилацетат також виступає у ролі інтермедіату в

органічному синтезі, зокрема при отриманні етилацетамідних, ацетоацетатних та інших похідних сполук, які застосовуються у виробництві барвників, ароматизаторів і пластифікаторів.

Завдяки приємному запаху і відносній безпечності, етилацетат використовується у парфумерно-косметичній галузі — як розчинник для ароматичних композицій, у виробництві лаків для нігтів, парфумів і дезодорантів. У харчовій промисловості він дозволений як ароматизатор (харчова добавка E1504), який застосовується для надання фруктових нот у безалкогольних напоях, жувальних гумках та кондитерських виробах. У лабораторній практиці етилацетат часто використовується як компонент для систем екстракції, а також як стандартна сполука в хроматографічних методах аналізу.

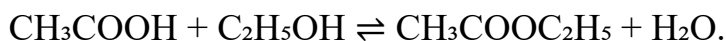
Окрім розчинних властивостей, важливим є також екологічний аспект застосування етилацетату. На відміну від багатьох хлорованих і ароматичних розчинників, етилацетат є біорозкладним, має відносно низький рівень токсичності і не накопичується в навколишньому середовищі. Це обумовлює його активне впровадження як екологічно прийнятної альтернативи в системах “зеленої хімії”. В умовах сучасних тенденцій сталого розвитку і скорочення шкідливих викидів у повітря, заміна токсичних розчинників етилацетатом є важливим напрямом екологізації виробничих процесів.

Таким чином, етилацетат — це багатоцільовий продукт органічного синтезу, який поєднує в собі ефективність, універсальність і безпечність. Його фізико-хімічні властивості та широкий спектр застосувань роблять його незамінним компонентом у лакофарбовій, фармацевтичній, косметичній, поліграфічній та хімічній промисловості. Завдяки зростанню попиту на екологічно безпечні розчинники, технологія виробництва етилацетату постійно вдосконалюється, що актуалізує дослідження в галузі модернізації технологічних схем та систем керування процесом його синтезу.

1.2 Сировинна база та методи одержання етилацетату

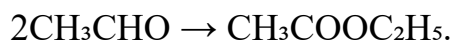
Основною сировиною для виробництва етилацетату є етиловий спирт і оцтова кислота, які широко застосовуються в органічному синтезі та мають розвинену промислову базу виробництва. Етиловий спирт може бути як синтетичного, так і біологічного походження, що відкриває можливості для впровадження технологій з використанням відновлюваної сировини. Оцтова кислота, у свою чергу, отримується переважно шляхом каталізованого окиснення ацетальдегіду або метанолу, що забезпечує її стабільну доступність у промислових масштабах. Окрім зазначених компонентів, до сировинної бази також належать каталізатори кислотного типу — сірчана кислота, п-толуолсульфонова кислота, гетерогенні кислотні каталітичні системи, а також допоміжні реагенти, що сприяють поліпшенню рівноважних умов реакції естерифікації.

Найпоширенішим і найекономічнішим способом одержання етилацетату є **естерифікація оцтової кислоти етиловим спиртом** у присутності кислотних каталізаторів. Реакція відбувається за рівнянням:



Процес є оборотним і потребує дотримання певних умов для зміщення рівноваги у бік утворення естеру — видалення води з реакційної зони або використання надлишку одного з реагентів. Традиційно реакцію проводять у рідкій фазі при температурі 70–90 °C з використанням гомогенних каталізаторів, таких як концентрована сірчана кислота або іонні рідини. У сучасних технологіях все більшого поширення набувають твердофазні каталітичні системи — цеоліти, сульфовані полімери, оксиди металів (ZrO_2 , TiO_2 , $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$), які дозволяють реалізувати процес у безперервному режимі з мінімальними втратами каталізатора. Основна перевага естерифікаційного методу полягає у його простоті, використанні дешевої сировини та можливості інтеграції з біоетанольними технологіями, що забезпечує екологічність виробництва.

Іншим промислово важливим методом є **реакція Тішченка**, у якій етилацетат утворюється шляхом конденсації ацетальдегіду під дією каталітичних систем на основі алкоксидів металів, найчастіше алюмінію або цинку. Реакція відбувається за схемою:



Даний процес не потребує використання оцтової кислоти або етилового спирту як окремих реагентів, що може бути вигідним з точки зору економії вихідних компонентів, але має свої технологічні обмеження. Реакція Тішченка є чутливою до чистоти ацетальдегіду, температурного режиму та наявності побічних реакцій, які можуть призводити до утворення побічних продуктів, таких як кротональдегід. Однак цей метод є привабливим у випадках, коли ацетальдегід є проміжним продуктом виробництва з етилену або спиртів, оскільки дозволяє створювати інтегровані технологічні схеми без зовнішнього постачання оцтової кислоти.

Третім важливим промисловим способом є **ацетилювання етилового спирту оцтовим ангідридом або ацетилхлоридом**, яке відбувається за реакцією:



Цей метод забезпечує високий вихід етилацетату (до 98 %) і дозволяє проводити процес при нижчих температурах, однак він потребує використання більш дорогих реагентів і складніших умов техніки безпеки через високу реакційну здатність ацетилюючих агентів. Технологічно цей метод доцільний у спеціалізованих виробництвах, де оцтовий ангідрид або ацетилхлорид є побічними продуктами інших реакцій, наприклад, у виробництві целюлозних ацетатів.

Сучасні тенденції розвитку технологій одержання етилацетату спрямовані на підвищення енергоефективності та екологічності процесу. Все ширше впроваджуються **каталітичні реактори з мембранним відведенням води**, що дозволяє підвищити ступінь перетворення реагентів без збільшення витрат

енергії. Значну увагу приділяють і **біотехнологічним методам**, зокрема ферментативній етерифікації за участю ліпаз, що дає можливість проводити синтез при низьких температурах і без агресивних каталізаторів. Хоча такі методи поки що обмежено застосовуються у промислових масштабах, вони відкривають перспективи для створення «зелених» технологій на основі відновлюваної сировини.

Отже, кожен із методів одержання етилацетату має свої переваги й обмеження. Класична етерифікація є найбільш розповсюдженою завдяки економічній доцільності та простоті реалізації, реакція Тішченка ефективна при наявності власних потоків ацетальдегіду, а ацетилювання етилового спирту використовується у високотехнологічних виробництвах, де важливі чистота та контроль параметрів. Вибір оптимального методу визначається доступністю сировини, вимогами до чистоти продукту, екологічними нормами та особливостями інтеграції процесу в загальну технологічну схему підприємства.

1.3 Опис технологічної схеми виробництва етилацетату методом етерифікації

Процес виробництва етилацетату методом етерифікації ґрунтується на хімічній взаємодії етилового спирту з оцтовою кислотою в присутності кислотного каталізатора з утворенням етилацетату та води. Цей метод визнаний найпоширенішим у промисловій практиці завдяки простоті реалізації, високій селективності та можливості безперервного ведення процесу. Типова технологічна схема включає кілька основних стадій: підготовку сировини, реакцію етерифікації, видалення води, відділення етилацетату від залишкових реагентів, ректифікацію та очищення готового продукту.

На початковому етапі здійснюється **підготовка та дозування реагентів**. Етиловий спирт і оцтова кислота подаються з ємностей зберігання у змішувач-дозатор, де забезпечується точне дотримання стехіометричного співвідношення (зазвичай із невеликим надлишком етилового спирту для зміщення рівноваги в бік утворення естеру). Сировина повинна мати високий ступінь очищення від

домішок, що можуть інгібувати каталітичну активність або спричинити побічні реакції, тому перед подачею вона проходить стадії фільтрації та дегазації.

Далі суміш надходить у **реактор етерифікації**, який може бути реалізований у вигляді колони або трубчастого апарата з рециркуляцією рідкої фази. Найчастіше використовують реактори з мішалкою або з насадкою, заповненою твердим кислотним каталізатором (цеоліти, сульфовані смоли, оксиди металів). Температура процесу підтримується в межах 70–90 °С, а тиск близький до атмосферного. Для інтенсифікації реакції важливо постійно відводити утворену воду, яка знижує ступінь перетворення. Цю задачу вирішують шляхом використання **ректифікаційної колони з відводом азеотропної суміші** або застосуванням мембранних систем, які вибірково видаляють воду з реакційної суміші. У класичних схемах етерифікацію проводять у присутності концентрованої сірчаної кислоти, однак у сучасних технологіях перевагу надають твердим каталізаторам, що спрощують подальше розділення фаз та забезпечують екологічну безпечність процесу.

Після реакційної стадії суміш, яка містить етилацетат, воду, надлишок спирту та залишки кислоти, надходить у **сепаратор**, де здійснюється грубе розділення органічної та водної фаз. Органічна фаза, що містить основний продукт, далі спрямовується на **ректифікаційну очистку**. У ректифікаційній колоні проводиться поділ компонентів за температурою кипіння: спочатку відганяється надлишковий етиловий спирт, який повертається у реакційний контур для повторного використання, потім відокремлюється етилацетат високої чистоти, а залишкові важкі компоненти (оцтова кислота, каталізаторні домішки) виводяться знизу колони. Для підтримання стабільності процесу застосовуються **системи автоматичного регулювання температури, тиску та рівня**, які забезпечують безперервність і точність технологічних параметрів.

Особливу увагу у виробництві приділяють **очищенню продукту**. Одержаний етилацетат має містити не менше 99,5 % основної речовини, оскільки навіть невелика кількість води або кислоти може впливати на його

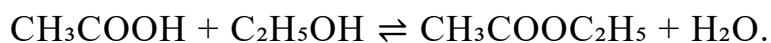
подальше використання. Для досягнення цього показника передбачають стадію доочищення у другій ректифікаційній колоні або у випарному апараті з вакуумуванням. У деяких схемах використовуються додаткові сушильні колони з адсорбентом, наприклад, сульфатом кальцію або молекулярними ситами, які забезпечують глибоке видалення вологи.

Сучасні установки виробництва етилацетату оснащуються **теплообмінними апаратами** для рекуперації тепла між потоками, що дозволяє значно знизити енергоспоживання. Енергетичний баланс процесу підтримується за рахунок циркуляції парових і конденсатних потоків між реакційною та ректифікаційною зонами. Важливою складовою сучасних технологічних систем є **автоматизовані системи керування (АСУ ТП)**, що здійснюють моніторинг температури, тиску, рівня рідини, складу сумішей і дозволяють оптимізувати процес у режимі реального часу. Застосування датчиків контролю складу та комп'ютерного моделювання дозволяє оперативно регулювати параметри, мінімізуючи утворення побічних продуктів і забезпечуючи стабільну якість етилацетату.

Таким чином, технологічна схема виробництва етилацетату методом етерифікації є прикладом ефективного і гнучкого процесу, що поєднує простоту реалізації, енергоефективність і можливість екологічної модернізації. Її основними перевагами є безперервність виробництва, високий ступінь конверсії реагентів, мінімальні втрати каталізатора та можливість автоматизованого контролю на всіх етапах. Використання сучасних каталітичних і керуючих систем дозволяє не лише підвищити економічну ефективність виробництва, а й адаптувати процес до вимог сталого розвитку та принципів «зеленої хімії».

1.4 Кінетичні закономірності та основні параметри процесу

Процес етерифікації етилового спирту оцтовою кислотою, який лежить в основі виробництва етилацетату, є оборотною гомогенною реакцією другого порядку, що характеризується складними кінетичними та термодинамічними залежностями. Основне рівняння реакції має вигляд:



Ця реакція є рівноважною, тобто водночас відбуваються як процес етерифікації, так і зворотна реакція гідролізу етилацетату. Тому для досягнення високого ступеня перетворення необхідно забезпечити умови, що зміщують рівновагу в бік утворення продукту. До таких умов належать видалення води з реакційної суміші, застосування надлишку одного з реагентів (зазвичай етилового спирту), оптимальний вибір каталізатора і підтримання стабільного температурного режиму.

Кінетика процесу істотно залежить від **каталізатора**, який визначає швидкість досягнення рівноважного стану. У промислових умовах використовуються як гомогенні, так і гетерогенні кислотні каталізатори. Гомогенні каталізатори — концентрована сірчана кислота, п-толуолсульфонова кислота або хлорид цинку — забезпечують високу активність, однак ускладнюють подальше розділення реакційної суміші та мають корозійний вплив на апаратуру. Натомість гетерогенні каталізатори (цеоліти типу HZSM-5, Amberlyst-15, сульфовані полімери, а також оксиди металів ZrO_2 , TiO_2 , Al_2O_3) дозволяють проводити процес у безперервному режимі, забезпечують селективність і довговічність роботи. Каталітична активність таких систем визначається концентрацією кислотних центрів і пористістю структури, що впливає на дифузійні властивості реагентів. Дослідження показують, що використання катіонітів у водневій формі дозволяє підвищити швидкість реакції у 2–3 рази порівняно з некаталізованим процесом, одночасно зменшуючи енергоспоживання на нагрівання.

Температурний режим є одним із ключових параметрів, що визначають як **кінетику**, так і **рівновагу реакції**. З підвищенням температури швидкість етерифікації зростає, що відповідає закону Арреніуса, однак надмірне нагрівання може призвести до побічних реакцій, наприклад, дегідратації етилового спирту з утворенням етилену або етерів. Оптимальний температурний діапазон для процесу становить 70–90 °C, при

якому досягається задовільний компроміс між швидкістю реакції та збереженням селективності. У деяких технологіях застосовується підвищений тиск (до 0,3–0,5 МПа), що сприяє конденсації парової фази та забезпечує стабільність теплового режиму в реакторі. Водночас більшість сучасних установок працює при атмосферному тиску, що спрощує конструкцію апаратури й підвищує безпеку експлуатації.

Одним із найважливіших аспектів процесу є **зміщення хімічної рівноваги** у бік утворення етилацетату. Це досягається декількома методами: безперервним видаленням води, яка є побічним продуктом реакції; застосуванням надлишку етилового спирту; або використанням реакторів із азеотропною відгонкою. Використання бензолу, циклогексану або ізооктану як азеотропоутворювачів дозволяє ефективно видаляти воду в процесі реакції, збільшуючи ступінь перетворення кислоти до 98–99 %. Однак з міркувань екологічної безпеки сучасні технології переходять на мембранні методи видалення води, які забезпечують безпечність і повторне використання реагентів.

Важливу роль у формуванні кінетичних характеристик відіграє **масообмін і дифузійні процеси**. При використанні гетерогенних каталізаторів швидкість реакції визначається не лише хімічною активністю поверхні, але й швидкістю дифузії реагентів у пори каталізатора. Оптимізація структури каталітичних зерен, зокрема контроль їх розміру, пористості та кислотності, дозволяє підвищити ефективність у 1,5–2 рази. Для забезпечення однорідного перемішування реакційної маси в промислових реакторах застосовуються мішалки турбінного або пропелерного типу, а також циркуляційні насоси, що запобігають локальним перегрівам і сприяють рівномірному розподілу реагентів.

Отже, кінетичні закономірності процесу естерифікації визначаються взаємодією хімічних, теплових і масообмінних факторів. Ефективність процесу залежить від вибору типу каталізатора, оптимального

температурно-технологічного режиму, забезпечення видалення води та інтенсифікації перемішування. Сучасний підхід до керування процесом полягає у використанні автоматизованих систем контролю параметрів реакції, що дозволяє підтримувати її в оптимальній зоні, забезпечуючи високий вихід етилацетату, мінімальні втрати сировини та стабільну якість готового продукту.

1.5 Системи автоматизації та керування технологічним процесом

Автоматизація процесу виробництва етилацетату методом етерифікації є невід'ємною складовою сучасного хімічного виробництва, оскільки вона забезпечує стабільність технологічних параметрів, підвищує якість готового продукту, зменшує енергоспоживання та мінімізує вплив людського фактора. Технологічний процес етерифікації, який включає декілька взаємопов'язаних стадій — підготовку сировини, реакцію, ректифікацію, охолодження та зберігання продукту — потребує комплексної системи керування з можливістю безперервного моніторингу стану обладнання, температурного режиму, тиску, рівня рідини й складу сумішей.

Оснoву автоматизованої системи керування становлять **контрольно-вимірювальні прилади (датчики)**, що забезпечують точну реєстрацію параметрів у реальному часі. Для вимірювання температури в реакторі та ректифікаційних колонах використовуються термopари типу ТХА або термометри опору типу Pt100, які мають високу чутливість і стабільність показань. Контроль тиску здійснюється за допомогою електронних або мембранних датчиків тиску, а рівень рідини у ємностях визначається ультразвуковими, гідростатичними або ємнісними рівнемірами. Вимірювання концентрації реагентів і продуктів виконують за допомогою **оптичних або інфрачервоних аналізаторів**, які дозволяють оперативно оцінювати якість реакційної суміші без необхідності ручного відбору проб.

Зібрана інформація надходить до **програмованих логічних контролерів (ПЛК)**, що є центральною ланкою системи автоматизації. ПЛК здійснює

обробку сигналів, виконує логічні операції, формує керуючі впливи на виконавчі механізми — клапани, насоси, мішалки, підігрівачі та конденсатори. У виробництві етилацетату зазвичай використовуються контролери Siemens SIMATIC, Schneider Modicon або Allen-Bradley CompactLogix, які підтримують стандартизовані протоколи обміну даними (Modbus, Profibus, Ethernet/IP). Використання таких контролерів дозволяє реалізувати багаторівневу систему керування, у якій кожна технологічна ділянка працює автономно, але водночас інтегрована у загальну систему управління підприємством.

Ключовим елементом сучасної автоматизації є **SCADA-системи (Supervisory Control and Data Acquisition)**, що забезпечують централізований контроль і візуалізацію процесу. Вони дозволяють оператору спостерігати за поточними параметрами технологічних установок, контролювати режими роботи обладнання, здійснювати дистанційне керування арматурою та виконувати архівування даних. На графічних екранах SCADA-системи відображається структурна схема виробництва етилацетату з позначенням усіх вузлів — реактора, ректифікаційних колон, насосів, теплообмінників і конденсаторів. Зміни параметрів у реальному часі супроводжуються звуковими та світловими сигналами, що підвищує безпеку експлуатації.

Особливе значення в автоматизованому процесі має **побудова алгоритмів керування**. Для підтримання постійної температури в реакторі використовується контур із ПД-регулятором, який коригує подачу теплоносія залежно від відхилення від заданої уставки. Аналогічні алгоритми застосовуються для стабілізації тиску в колоні ректифікації та рівня рідини у збірниках. Система передбачає багаторівневе регулювання, коли локальні контролери відповідають за утримання параметрів у межах допустимих значень, а центральна SCADA-система координує роботу всієї установки відповідно до заданої програми виробництва. У разі виникнення відхилень система автоматично переходить у безпечний режим, здійснюючи послідовне відключення обладнання та оповіщення персоналу.

Крім традиційних ПД-регуляторів, у сучасних системах керування виробництвом етилацетату впроваджуються **адаптивні та предиктивні алгоритми**, які використовують математичні моделі процесу. Завдяки їм можливо прогнозувати зміну температури, концентрації реагентів і тиску, а також здійснювати корекцію керуючих сигналів до настання небажаних коливань. Наприклад, використання моделі динамічного стану реактора дозволяє зменшити інерційність системи та підвищити точність регулювання до 0,5 °C, що є критично важливим для стабільності процесу етерифікації.

Сучасні системи керування також інтегруються з **інформаційними технологіями підприємства**. Дані з SCADA-системи можуть автоматично передаватися до баз даних MES (Manufacturing Execution System) або ERP (Enterprise Resource Planning), де здійснюється планування, облік витрат сировини, контроль якості продукції та прогнозування технічного обслуговування обладнання. Це забезпечує створення «цифрового двійника» виробництва етилацетату, який дозволяє аналізувати ефективність процесу та приймати обґрунтовані управлінські рішення.

Таким чином, автоматизація процесу етерифікації етилового спирту оцтовою кислотою базується на комплексній системі вимірювальних приладів, ПЛК, SCADA-платформ і алгоритмів керування, що діють у взаємозв'язку. Вона забезпечує точність регулювання параметрів, зниження енергетичних витрат, підвищення безпеки та надійності технологічного обладнання. Впровадження сучасних цифрових технологій, аналітики даних і моделювання процесів відкриває нові можливості для підвищення ефективності виробництва етилацетату та переходу до інтелектуальних систем керування хімічними процесами нового покоління.

У структурі автоматизованої системи керування процесом етерифікації виділяють низку основних контурів регулювання, які забезпечують підтримання ключових параметрів у допустимих межах. Прикладами таких контурів на реальній установці є контур регулювання температури кубового залишку

ефіризатора, контур регулювання витрати суміші реагентів та контур контролю і регулювання рівня рецикуляту. Типові функціональні схеми цих контурів наведено на рис. 1.5.1-1.5.3.

Функціональна схема контуру регулювання температури в ефіризаторі наведена на рис. 1.5.1. У цьому контурі вимірювання температури кубового залишку здійснюється термометром опору, сигнал з якого через відповідний перетворювач подається на регулятор температури, реалізований у складі програмованого логічного контролера або розподіленої системи керування. Регулятор формує керуючий вплив на витрату гріючої пари в кип'ятильник нижньої частини колони; виконавчим механізмом є регулюючий клапан на паропроводі. Така схема забезпечує підтримання заданої температури, від якої залежать ступінь конверсії реагентів та якість продукту. Недоліком контуру є те, що одноконтурне регулювання не враховує зміни складу сировини, тиску в колоні та рециркуляційних потоків. За наявності значних збурень можливі помітні перерегулювання, особливо в умовах суттєвого запізнення між зміною витрати пари і реакцією температури куба, а також відсутній урахунок взаємодії з контурами тиску, рівня та витрати на рівні локального регулятора.

На рис. 1.5.2 показано контур регулювання витрати суміші етилового спирту, оцтової та сульфатної кислот, що подається до ефіризатора. Витрата суміші вимірюється витратоміром, розташованим на трубопроводі подачі, сигнал від якого передається по цифровому каналу зв'язку до апаратури на пульті керування. На пульті встановлено регулятор витрати, який порівнює поточне значення витрати із заданим і формує керуючий сигнал на регулюючий клапан. Така схема дозволяє стабілізувати подачу реагентів у колонну частину ефіризатора, забезпечуючи сталість гідродинамічних умов і співвідношення компонентів у реакційній зоні. Разом із тим контур регулювання витрати чутливий до похибок калібрування витратоміра, а також до інерційності виконавчого механізму. При різких змінах тиску в системі або при зміні

характеристик клапана можливі відхилення фактичної витрати від заданої, що потребує періодичного перегляду налаштувань регулятора.

Контур контролю й регулювання рівня рецикуляту подано на рис. 1.5.3. Рівень рідини в рецикуляційній ємності вимірюється рівнеміром, сигнал з якого надходить до перетворювача рівня та далі до регулятора рівня на пульті керування. На основі розбіжності між виміряним і заданим рівнем регулятор формує сигнал на керуючий орган на лінії подачі або відведення рецикуляту (регулюючий клапан чи насос), що дає змогу підтримувати рівень у встановлених межах. Це забезпечує безперервність подачі рецикуляту в колону та запобігає переповненню ємності. Недоліками такого контуру є повільна динаміка рівня, необхідність компромісу між швидкістю та відсутністю коливань, а також можливі похибки вимірювання, пов'язані зі зміною густини або піноутворенням.

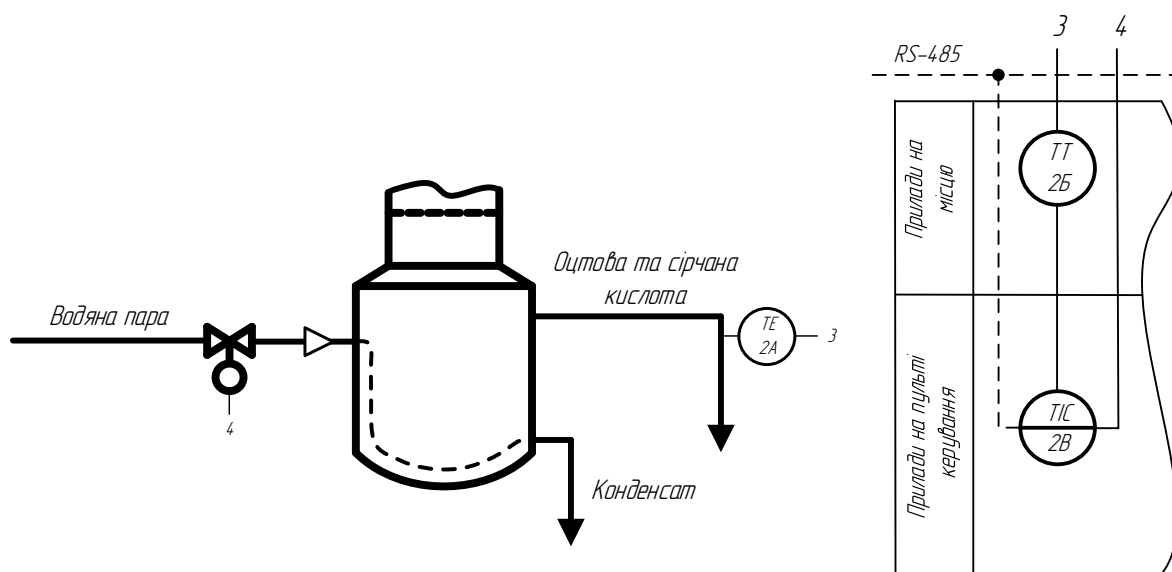


Рис. 1.5.1. Функціональна схема контуру регулювання температури кубового залишку ефіризатора.

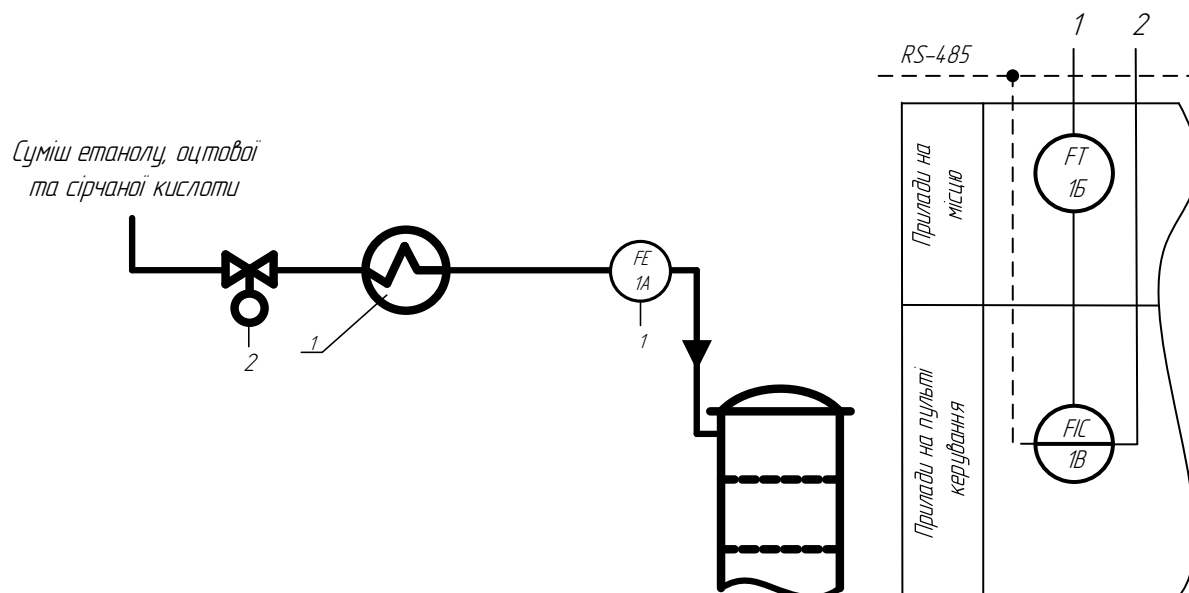


Рис. 1.5.2. Функціональна схема контуру регулювання витрати суміші реагентів.

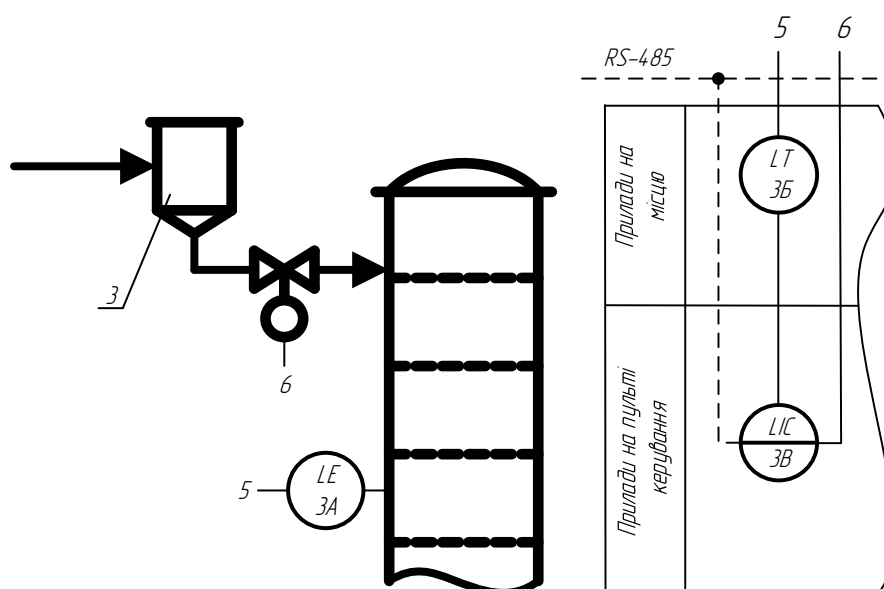


Рис. 1.5.3. Функціональна схема контуру контролю та регулювання рівня рецикуляту.

Для аналізу й синтезу систем керування процесом етерифікації використовуються математичні моделі різного рівня деталізації – від спрощених лінійних передатних функцій до нелінійних систем диференціальних рівнянь. Одним із базових прикладів є модель ефіризатора як ідеально змішаного реактора без просторових градієнтів температури та концентрацій. У цьому випадку матеріальний баланс для оцтової кислоти та тепловий баланс для реакційної суміші можуть бути записані у вигляді системи диференціальних

рівнянь, що описують зміну концентрації та температури в часі. При цьому швидкість реакції часто подається у вигляді закону Арреніуса і залежить як від концентрацій реагентів, так і від температури. Очевидним недоліком такої моделі є припущення про ідеальне змішування, сталість фізичних властивостей та відсутність урахування двофазної структури потоку й гідродинамічних ефектів на тарілках колони.

Модель рівня в апараті, як правило, зводиться до простого балансу об'єму, у якому зміна рівня пропорційна різниці між вхідною та вихідною витратами, поділений на площу поперечного перерізу апарата. Такий підхід добре описує повільну компоненту динаміки, однак не враховує можливі зміни густини рідини, утворення піни чи ефекти стиснення газової фази, що може бути суттєвим у реальних умовах.

Для синтезу локальних регуляторів часто використовують лінеаризовані моделі у вигляді передатних функцій першого чи другого порядку з транспортним запізненням. Наприклад, зв'язок між витратою гріючої пари та температурою кубового залишку описують передатною функцією першого порядку з запізненням. Такі моделі зручні для аналітичного налаштування регуляторів і комп'ютерного моделювання, однак отримуються шляхом лінеаризації навколо конкретного робочого режиму. Через це вони погано відображають поведінку системи при великих відхиленнях параметрів, сильно залежать від складу сировини та навантаження колони і, як правило, не враховують взаємодію з іншими контурами регулювання.

Незважаючи на зазначені обмеження, описані моделі є корисним інструментом для первинного аналізу динаміки процесу та налаштування систем керування в середовищах комп'ютерного моделювання. Надалі їх можна уточнювати, використовуючи експериментальні дані, або замінювати більш деталізованими багатозонними моделями колони, а також комбінувати з методами ідентифікації, що дозволяє підвищити адекватність опису реального об'єкта керування.

1.6 Аналіз сучасних тенденцій автоматизації виробництва етилацетату

Сучасний етап розвитку хімічної промисловості характеризується переходом від локальної автоматизації окремих вузлів до комплексних комп'ютерно-інтегрованих систем керування, які охоплюють усі стадії технологічного процесу. Виробництво етилацетату не є винятком: воно поступово трансформується у напрямі цифровізації, впровадження розподілених систем керування, використання інтелектуальних алгоритмів оптимізації та тісної інтеграції з інформаційними системами підприємства. У порівнянні з традиційними схемами, де основний акцент робився на підтриманні стабільних значень температури, тиску, рівня та витрати, сучасні системи орієнтовані на досягнення оптимальних технологічних режимів з урахуванням енергетичних, екологічних та економічних критеріїв.

Однією з визначальних тенденцій є впровадження концепції «Індустрія 4.0», що передбачає широке використання цифрових технологій, мережових рішень та хмарних сервісів. Для виробництва етилацетату це означає перехід від ізольованих ПЛК та локальних щитів керування до розподілених комп'ютерних систем, у яких датчики, виконавчі механізми, контролери та операторські станції поєднані в єдиний інформаційний простір. Дані з численних вимірювальних приладів (температурних, тискових, рівнемірних, витратомірних, аналізаторів складу) надходять у реальному часі до SCADA- та DCS-систем, де вони візуалізуються, архівуються та використовуються для аналізу режимів роботи. На відміну від традиційних систем, що працювали переважно в режимі відображення поточного стану, сучасні комплекси дозволяють реалізовувати розширені функції аналітики, виявлення трендів та прогнозування поведінки процесу.

Значного поширення набули підходи, пов'язані з використанням математичних моделей технологічних об'єктів, зокрема реактора-ефіризатора та ректифікаційних колон, безпосередньо в системах керування. На основі таких моделей формуються так звані «цифрові двійники» установок, які відтворюють

динаміку процесу в умовах, наближених до реальних. Це дозволяє проводити віртуальні експерименти, перевіряти нові алгоритми керування, аналізувати чутливість до збурень і оцінювати наслідки зміни параметрів без ризику для реального обладнання. Моделювання, описане в попередньому підрозділі, у сучасних системах уже не є лише інструментом дослідження на етапі проектування, а стає невід'ємною частиною комп'ютерної системи керування, яка здатна підтримувати оператора та інженера при прийнятті рішень.

Особливого розвитку набули методи просунутого керування на основі моделей, зокрема модельно-прогнозне керування. Такі системи використовують математичний опис процесу етерифікації та ректифікації для прогнозування майбутньої поведінки температур, концентрацій та інших змінних на певному горизонті часу. На основі цього прогнозу обирається та послідовність керуючих впливів, яка мінімізує відхилення від заданих режимів, забезпечує дотримання обмежень на технологічні параметри і зменшує енергоспоживання. Для виробництва етилацетату це дає змогу, наприклад, одночасно оптимізувати подачу гріючої пари, витрати охолоджувальних агентів та співвідношення реагентів, враховуючи при цьому взаємозв'язки між контурами температури, тиску, рівня та складу.

Поряд із розвитком алгоритмів керування важливе місце посідає питання енергетичної ефективності. Ректифікаційні колони, що використовуються для виділення етилацетату, належать до найбільш енергомістких апаратів хімічного виробництва. Тому в сучасних системах автоматизації впроваджуються модулі енергоменеджменту, які аналізують витрати пари, електроенергії, тепла та холодоагентів, а також пропонують режими роботи, що мінімізують питомі енерговитрати при збереженні якості продукту. Практично це реалізується через інтеграцію функцій оптимізації в DCS, використання надбудов над SCADA-системами або взаємодію з окремими програмними комплексами оптимізаційного розрахунку. Важливим результатом є можливість оцінювати

вплив параметрів керування не лише на технологічні показники, а й на собівартість продукції.

Ще однією тенденцією є зростання вимог до функціональної безпеки процесу. Для виробництва етилацетату, яке пов'язане з роботою із займистими рідинами та парами, особливе значення мають системи аварійного захисту, що забезпечують переведення обладнання у безпечний стан при виникненні небезпечних відхилень параметрів. Системи функціональної безпеки, реалізовані на базі незалежних контролерів, інтегруються з основною системою керування, але зберігають логічну й фізичну відокремленість. Вони здійснюють автоматичне відключення подачі пари, скидання тиску, продування апаратів тощо при перевищенні критичних значень температури, тиску або рівня. Досягнення високого рівня безпеки потребує ретельного аналізу ризиків, багатоканального резервування датчиків і засобів обробки сигналів, а також регулярної діагностики працездатності систем.

Суттєвий вплив на розвиток автоматизації має інтеграція систем керування нижнього рівня з інформаційними системами управління виробництвом та ресурсами підприємства. Дані зі SCADA- та DCS-систем передаються до MES- і ERP-систем, які забезпечують планування виробничих завдань, облік споживання сировини та енергоносіїв, контроль виконання виробничих програм і аналіз ефективності використання обладнання. Для виробництва етилацетату це відкриває можливості для побудови наскрізних інформаційних ланцюгів: від плану випуску продукції та закупівлі сировини до оптимізації режимів роботи колони та ефіризатора з урахуванням ринкових умов.

Разом із тим сучасні тенденції автоматизації мають низку недоліків та обмежень, які необхідно враховувати при їх впровадженні. Висока складність програмного забезпечення, багаторівнева структура комп'ютерних систем, наявність великої кількості взаємопов'язаних компонентів суттєво ускладнюють процес проєктування, налаштування та тестування. Помилки в алгоритмах керування або в налаштуванні мережевих взаємодій можуть призводити до

неочевидних відмов, які важко діагностувати, особливо в режимі реального часу. Для розробки, супроводу та експлуатації таких систем потрібні фахівці з високим рівнем кваліфікації, що збільшує експлуатаційні витрати та висуває додаткові вимоги до підготовки персоналу.

Ще одним важливим обмеженням є залежність ефективності модельно орієнтованих алгоритмів від якості математичних моделей, що використовуються. Для реальних процесів етерифікації та ректифікації складно отримати повністю адекватну модель, яка б коректно описувала всі режими роботи, включаючи перехідні процеси, збурення з боку сировини, зміни теплових потоків та інші фактори. У разі істотної невідповідності моделі реальному об'єкту керування модельно-прогнознi алгоритми можуть демонструвати гірші результати, ніж класичні ПІД-регулятори, особливо при значних збуреннях або в умовах неповної спостережуваності процесу.

Інтеграція обладнання різних поколінь і виробників також створює додаткові труднощі. На багатьох підприємствах частина вимірювальних приладів і виконавчих механізмів виконана у вигляді традиційних аналогових пристроїв, тоді як сучасні системи орієнтовані на цифрові інтерфейси та стандартизовані протоколи обміну даними. Це потребує використання спеціальних шлюзів, конверторів протоколів та додаткових модулів, що ускладнює структуру системи й створює потенційні точки відмови.

Попри зазначені недоліки, тенденції цифровізації, впровадження комп'ютерно-інтегрованих систем, використання математичних моделей та інтелектуальних алгоритмів керування в цілому сприяють підвищенню ефективності та безпеки виробництва етилацетату. Автоматизація на сучасному рівні дозволяє не лише підтримувати технологічний процес у допустимих межах, а й цілеспрямовано покращувати його характеристики, зменшувати енергетичні витрати, підвищувати стійкість до збурень і знижувати вплив людського фактора. У подальших розділах роботи ці підходи будуть використані для побудови, аналізу та оптимізації системи керування процесом етерифікації з

урахуванням можливостей комп'ютерних засобів моделювання та автоматизованого синтезу регуляторів.

РОЗДІЛ 2

РОЗРОБКА СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ СИТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ЕТЕРИФІКАЦІЇ

2.1 Опис технологічної схеми системи керування процесом етерифікації

У якості прикладу розглядається схема безперервного процесу отримання етилацетату – легкокиплячого ефіру, який широко застосовується в промисловості. Суміш вихідних реагентів (оцтова кислота, етанол і сульфатна кислота як каталізатор) з напірного бака 1 через витратомір надходить у теплообмінник 2. Тут вона підігрівається за рахунок тепла пари, що відводиться з реакційної колони, після чого потрапляє на верхню тарілку ефіризатора 4.

У нижній частині колони передбачено обігрів гострим паром, завдяки чому утворюється етилацетат, який разом із парами спирту та води відганяється у верхню частину апарата. При цьому рідина, рухаючись униз по тарілках, збагачується водою. Час перебування суміші та співвідношення реагентів підбираються так, щоб у кубовому залишку залишалася мінімальна кількість оцтової кислоти, а вся сірчана кислота залишалася у рідкій фазі. Після нейтралізації цей залишок відводять у каналізацію.

Паровий потік з верхньої частини реактора містить приблизно 70 % спирту і 20 % ефіру. Він направляється на охолодження та конденсацію – спочатку в теплообмінник 2, а потім у конденсатор 3. Конденсат частково повертається на верхню тарілку колони 4, решта подається у ректифікаційну колону 5 для поділу спиртово-водної суміші та виділення азеотропу.

У кубі колони 5 відбувається нагрів за допомогою кип'ятильника 13. Кубовий залишок, що складається переважно зі спирту та води, подається назад на одну з нижніх тарілок ефіризатора для підтримання концентрації спирту та кращої конверсії кислоти. Пари з цієї колони конденсуються в апараті 6, частина конденсату йде на зрошення, а решта – у змішувач 7, де відбувається розбавлення водою.

Суміш зі змішувача надходить у сепаратор 8, де вона розділяється на два шари: верхній (ефір з домішками спирту і води) та нижній (водний розчин спирту та ефіру). Нижній шар повертається у колону 5 для повторної переробки.

Ефір-сирець із сепаратора подається у ректифікаційну колону 10 для видалення залишків води та спирту. З куба цієї колони відбирають готовий етилацетат, який після охолодження у холодильнику 11 надходить у збірник 12.

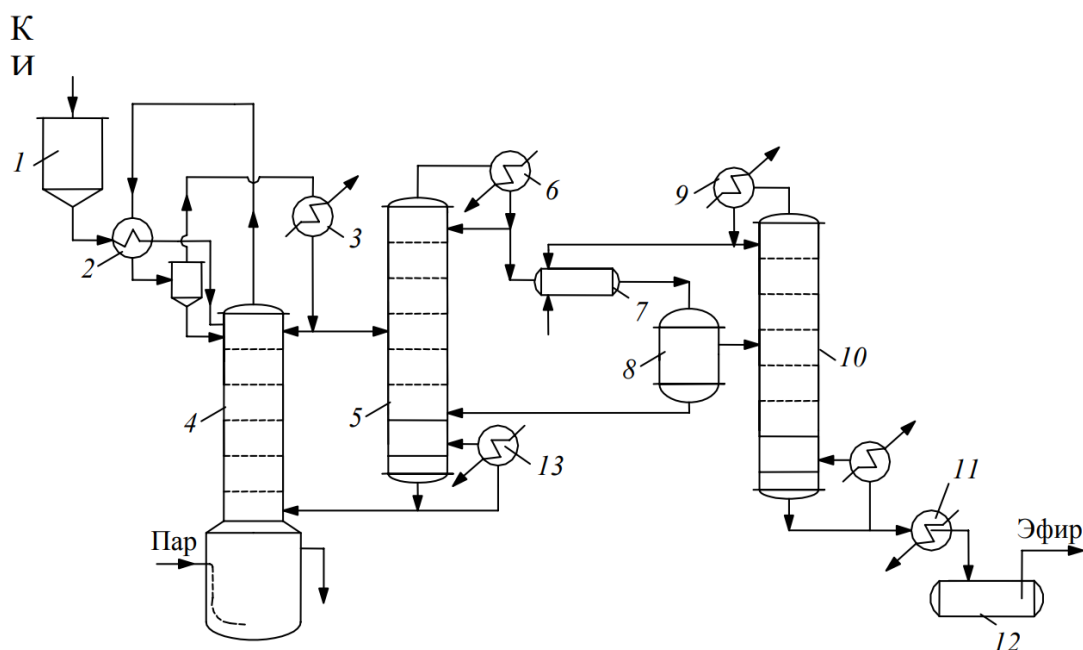


Рис. 2.1.1. Мнемосхема технологічної системи керування процесом етерифікації:

1 – напірний бак; 2 – теплообмінник; 3 – конденсатор; 4 – ефіризатор;
5, 10 – ректифікаційні колони; 6, 9 – конденсатори-дефлігматори; 7 – змішувач;
8 – сепаратор; 11 – холодильник; 12 – збірник; 13 – кип'ятильник

2.2 Аналіз фізико-хімічних основ процесу з точки зору автоматичного контролю виробництва

Ефективність керування процесом синтезу етилацетату залежить від правильного вибору параметрів, що підлягають автоматичному вимірюванню та регулюванню. З урахуванням фізико-хімічних властивостей реагентів і особливостей апаратурного оформлення виробництва, система автоматизації

повинна забезпечувати комплексний моніторинг ключових величин, які визначають стабільність і якість кінцевого продукту.

Основними напрямками автоматичного контролю є:

Вимірювання рівня реагентів та продуктів у колонах і апаратах:

контроль заповнення ефіризатора 4 сумішшю етилацетату, парів спирту та води; відстеження рівня рідин у ректифікаційній колоні 5 та у колоні доочистки 11, де з етилацетату видаляються залишки домішок.

Контроль витрати сировини та допоміжних потоків:

точне дозування суміші оцтової кислоти, етанолу та сульфатної кислоти на вході в ефіризатор 4; регулювання подачі етилацетату та спирту до змішувача 7; контроль кількості води, що подається у змішувач для формування емульсії.

Моніторинг тиску з аварійною сигналізацією:

забезпечення контролю тиску на вході в напірний бак 1, а також у системах водопостачання конденсаторів (3, 6, 10), змішувача 7 та холодильника 12. Відхилення від норми повинно супроводжуватись сигналізацією для запобігання аварійним режимам.

Контроль температурних режимів:

вимірювання температури сумішей етилацетату, спирту та води на різних стадіях, зокрема в ректифікаційній колоні 5, з метою підтримання оптимальних умов для фазового розділення та забезпечення високої чистоти продукту.

Таким чином, автоматизація має охоплювати як контроль рівня та витрат сировини, так і постійний нагляд за температурою й тиском у ключових апаратах. Це дозволяє гарантувати стабільність технологічного процесу, своєчасне виявлення відхилень і запобігання виникненню аварійних ситуацій.

Параметри, що підлягають контролю та регулюванню, узагальнені у табл. 2.2.1.

Табл. 2.2.1. Параметри, що підлягають контролю та регулюванню

№ пор.	Назва стадії процесу (апарат, точка вимірювання)	Контрольований або регульований параметр	Технологічні умови та допустимі відхилення	Рівень автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Випари етилацетату, спирту та води, апарат ефіризатор 4	Рівень	—	контроль
2	Розчини етилацетату, спирту та води, апарат ректифікаційна колона 5	Рівень	—	контроль
3	Суміш етилацетату з домішками спирту та води, апарат ректифікаційна колона 11	Рівень	—	контроль
4	Потік оцтової кислоти, сульфатної кислоти та етанолу, апарат ефіризатор 4	Витрата	—	контроль
5	Подавання гріючої водяної пари, апарат ефіризатор 4	Витрата	—	контроль
6	Суміш етилацетату та спирту, апарат змішувач 7	Витрата	—	контроль
7	Подавання води, апарат змішувач 7	Витрата	—	контроль
8	Потік оцтової кислоти, сульфатної кислоти та	Тиск	32 МПа	контроль, сигналізація

	етанолу, апарат напірний бак 1			
9	Водяне охолодження, апарат конденсатор 3	Тиск	38 МПа	контроль, сигналізація
10	Водяне охолодження, апарат конденсатор- дефлегматор 6	Тиск	38 МПа	контроль, сигналізація
11	Водяне охолодження, апарат конденсатор- дефлегматор 10	Тиск	38 МПа	контроль, сигналізація
12	Водяне охолодження, апарат змішувач 7	Тиск	35 МПа	контроль, сигналізація
13	Водяне охолодження, апарат холодильник 12	Тиск	30 МПа	контроль, сигналізація
14	Потоки оцтової та сульфатної кислот, апарат ефіризатор, 4	Температура	—	контроль, сигналізація
15	Парогазова суміш етилацетату, спирту та води, апарат ректифікаційна колона 5	Температура	80...95 °C	контроль, сигналізація

2.3 Розробка схеми автоматизованого контролю

У структурі автоматизованої системи керування процесом виробництва етилацетату виділяється низка контурів контролю. Вони базуються на спрощеній схемі технологічного процесу та охоплюють основні параметри – витрату, рівень, температуру й тиск.

Контур 1. Контроль тиску потоку оцтової та сульфатної кислот разом з етанолом перед подачею у напірний бак 1. Використовуються: тензоперетворювач надлишкового тиску «Сапфир-22ДИ», мод. 2170 (1-1); автоматичний реєструвальний прилад ДИСК-250В4 із сигналізацією (1-2); сигнальні світлодіоди жовтого кольору (HL1, HL2).

Контур 2. Вимірювання витрати суміші оцтової, сульфатної кислот та етанолу на вході в ефіризатор 4. Задіяні: діафрагма ДКС 0,6–150 (2-1); дифманометр пневматичний із квадратичною характеристикою 13ДД11, мод. 720 (2-2); вторинний прилад ФК0071 (2-3).

Контур 3. Контроль рівня етилацетату, парів спирту й води в ефіризаторі 4. Склад: радарний рівнемір УЛМ-11 (3-1); модуль ЦАП4 (3-2); прилад ДИСК-250В4 (3-3).

Контур 4. Вимірювання витрати пари води на вході в ефіризатор 4. Використано: діафрагму ДКС 0,6–150 (4-1); дифманометр 13ДД11, мод. 720 (4-2); реєструючий прилад ФК0071 (4-3).

Контур 5. Моніторинг температури суміші кислот на виході з ефіризатора 4. Обладнання: термоперетворювач опору ТСПУ-0289 (5-1); нормувальний перетворювач П282 (5-2); прилад ДИСК-250В4 із сигналізацією (5-3); індикатори HL3, HL4.

Контур 6. Вимірювання тиску води на вході в конденсатор 3. Склад: перетворювач тиску «Сапфир-22ДИ» (6-1); прилад ДИСК-250В4 (6-2); світлодіоди HL5, HL6.

Контур 7. Контроль рівня суміші етилацетату, спирту й води у ректифікаційній колоні 5. Використовується: рівнемір УЛМ-11 (7-1); модуль ЦАП4 (7-2); прилад ДИСК-250В4 (7-3).

Контур 8. Вимірювання тиску води на вході в конденсатор-дефлегматор 6. Використано: перетворювач тиску «Сапфир-22ДИ» (8-1); прилад ДИСК-250В4 (8-2); індикатори HL7, HL8.

Контур 9. Контроль витрати етилацетату та спирту перед подачею в змішувач 7. Обладнання: діафрагма ДКС 0,6–150 (9-1); дифманометр 13ДД11 (9-2); прилад ФК0071 (9-3).

Контур 10. Контроль тиску води на вході у змішувач 7. Склад: тензоперетворювач «Сапфир-22ДИ» (10-1); прилад ДИСК-250В4 (10-2); сигнальні лампи HL9, HL10.

Контур 11. Вимірювання витрати води на вході в змішувач 7.

Використовується: діафрагма ДКС 0,6–150 (11-1); дифманометр 13ДД11 (11-2); прилад ФК0071 (11-3).

Контур 12. Контроль рівня етилацетату з домішками спирту та води у ректифікаційній колоні 11. Склад: рівнемір УЛМ-11 (12-1); модуль ЦАП4 (12-2); прилад ДИСК-250В4 (12-3).

Контур 13. Вимірювання тиску води на вході в конденсатор-дефлегматор 10. Використано: перетворювач «Сапфир-22ДИ» (13-1); прилад ДИСК-250В4 (13-2); сигнальні лампи HL11, HL12.

Контур 14. Контроль тиску води на вході в холодильник 12. Обладнання: перетворювач тиску «Сапфир-22ДИ» (14-1); прилад ДИСК-250В4 (14-2); світлодіоди HL13, HL14.

Контур 15. Моніторинг температури етилацетату, спирту й води у ректифікаційній колоні 5. Використано: термоперетворювач ТСПУ-0289 (15-1); перетворювач П282 (15-2); прилад ДИСК-250В4 (15-3); індикатори HL15, HL16.

2.4 Система дистанційного управління і аварійного захисту електродвигуна

Для стабільної роботи насосного обладнання в умовах можливих аварійних ситуацій застосовується система автоматичного аварійного відключення електродвигуна. Вона забезпечує швидке роз'єднання живлення у разі раптової зупинки насоса. Такий захист функціонує на основі автоматичного виявлення несправностей і через схему живлення впливає на електромагніт пускача, відключаючи електродвигун.

2.4.1 Контроль параметрів та сигналізація

Для контролю робочих параметрів використовується плата КБЗ-17Р-01, яка з'єднується з панеллю приладів за допомогою шлейфа. У комплексі з мікропроцесорним пристроєм ІТМ-11 вона забезпечує відображення тиску на

виході насоса сировини Б та передає сигнал про аварійне зниження тиску. У разі виявлення критичного значення формується дискретний сигнал змінного струму (220 В), що подається на електромагнітне реле PS (KM1).

Вимірювальний сигнал з датчика тиску РТ (1-1) подається на клеми плати, де аналізується блоком сигналізації приладу PIRA (1-2). Коли зафіксовано зниження тиску, плата формує живлення для реле К1, внаслідок чого контакти СР1 та НР1 переходять у замкнений стан і забезпечують струм для спрацювання реле КМ1.

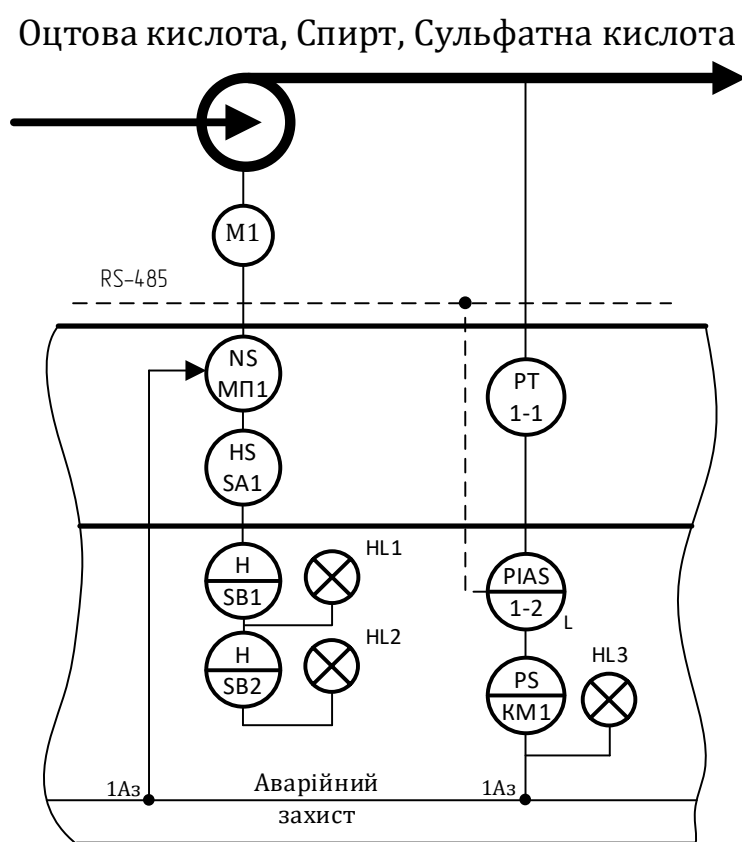


Рис. 2.4.1. Функціональна схема контурів аварійного захисту електродвигуна М1.

Аварійне відключення електродвигуна

При активації реле КМ1 контакт КМ1-1 замикається, а КМ1-2 розмикається, що зупиняє подачу живлення на електромагніт пускача МП1. У цей момент

включається сигнальна лампа HL3 (червона), яка повідомляє про аварійну ситуацію. Розмикання контактів МП1-4, МП1-5, МП1-6 призводить до знееструмлення двигуна М1, що повністю зупиняє насос.

Індикація аварійної ситуації

На панелі управління оператор отримує світлові сигнали:

- HL3 (червона) – аварійна зупинка насоса та відключення електродвигуна;
- HL1 (червона) – відсутнє живлення на двигуні М1.

Відновлення роботи після аварії

Після ремонту насосного обладнання оператор натискає кнопку SB2 та утримує її кілька секунд. Живлення знову подається на пускач МП1, його контакти замикаються, активується зелена лампа HL2, а червона HL1 вимикається. Після відновлення робочого тиску сигналізація HL3 гасне, і система переходить у штатний режим.

2.4.2 Інтеграція плати КБЗ-17Р-01 у систему

Плата КБЗ-17Р-01 виконує функцію проміжного модуля між датчиками та блоком сигналізації. Вона формує аварійні команди та передає їх на реле КМ1, що безпосередньо впливає на електромагніт пускача МП1. У результаті забезпечується швидке і надійне відключення електродвигуна у разі виникнення аварії.

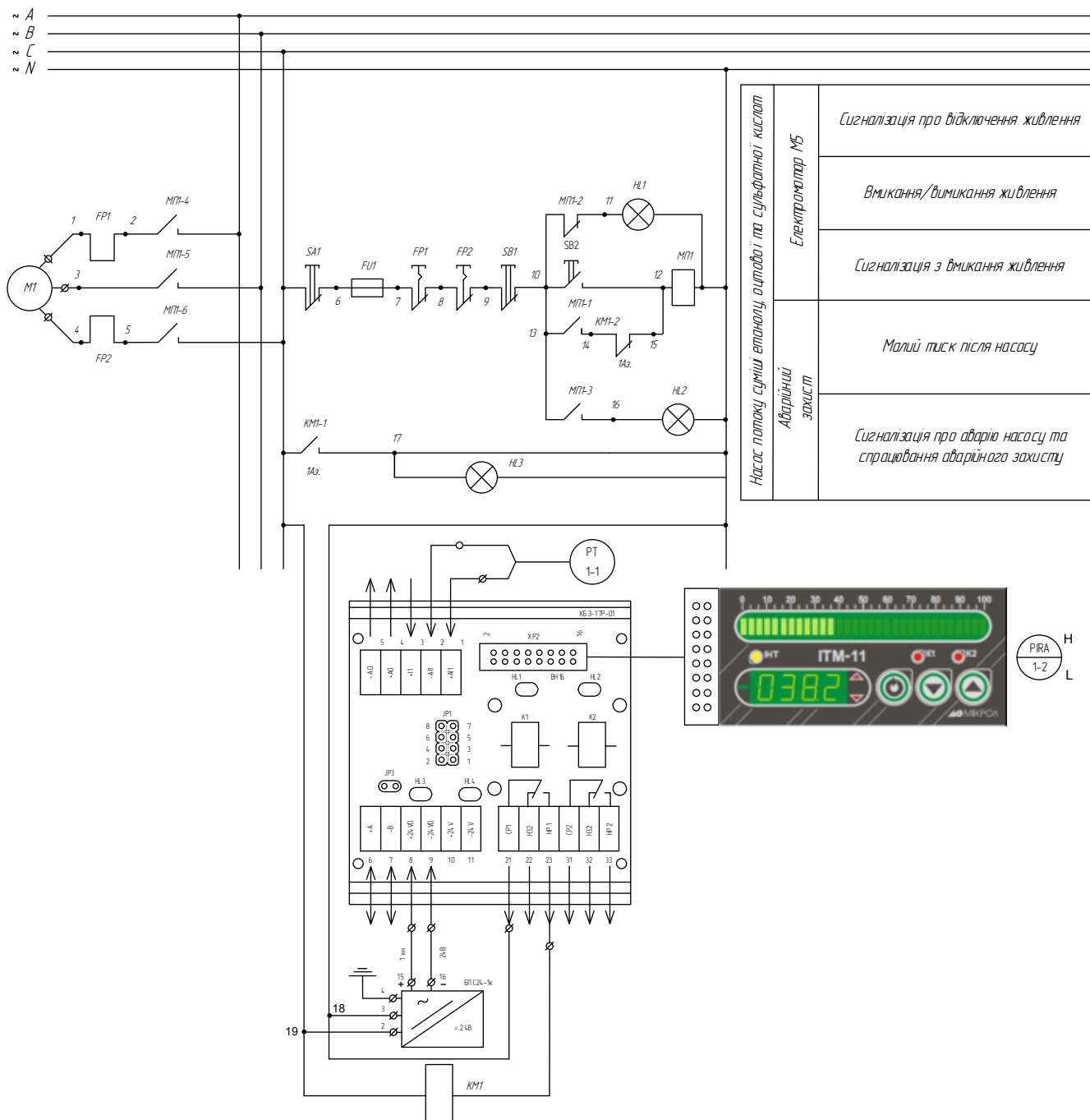


Рис. 2.4.2. Принципова електрична схема дистанційного управління з аварійним відключенням електромотора М1.

Відновлення після ремонту

Після завершення технічного обслуговування знову виконується процедура вклучення: кнопка SB2 подає живлення на пускач, контакти МП1-4, МП1-5, МП1-6 замикаються, відновлюючи трифазну напругу на двигуні. У цей момент зелена лампа HL2 сигналізує про готовність обладнання до роботи.

Таким чином, розроблена система дистанційного керування та аварійного захисту гарантує безпеку експлуатації електродвигуна та мінімізує ризики порушення технологічного процесу у виробництві етилацетату.

РОЗДІЛ 3

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕФІРИЗАТОРА

В процесі виробництва етилацетату важливу роль відіграє ефіризатор, який використовується для ефіризації. Цей апарат, що складається з реакційної частини та ректифікаційної колони, є ключовим елементом технологічного ланцюжка.

Структурно-параметрична схема теплообмінника для синтез-газу, розміщеного перед реактором, представлена на рис. 3.1.

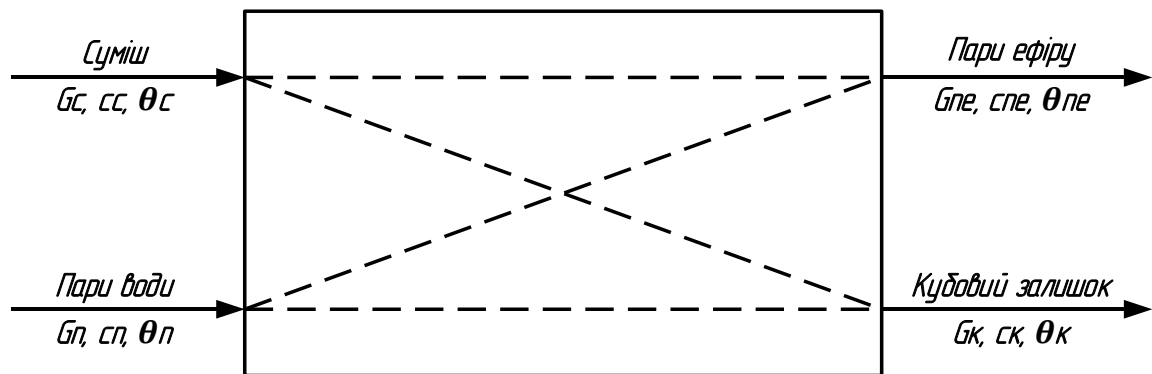


Рис. 3.1. Структурно-параметрична схема ефіризатора.

G_c, Θ_c, c_c – витрата, температура, питома теплоємність суміші; G_k, Θ_k, c_k – витрата, температура, питома теплоємність кубового залишку; G_n, Θ_n, c_n – витрата, температура, теплоємність водяної пари; $G_{пе}, \Theta_{пе}, c_{пе}$ – витрата, температура, теплоємність парів ефіру

Ефективне функціонування ефіризатора ґрунтується на підтримці чітко визначеної температури кубового залишку (суміші оцтової та сірчаної кислот) на виході з апарату. Цього досягають шляхом регулювання витрати водяної пари, що подається на вхід ефіризатора.

Автоматизація процесу нагрівання кубового залишку в ефіризаторі базується на каналі керування "витрата водяної пари на вході" - "температура кубового залишку на виході".

3.1 Моделювання статичного режиму

В якості основного регульованого параметра в системі керування ефіризатором будемо використовувати температуру кубового залишку на виході з апарату, адже вона є ключовим показником ефективності даного технологічного процесу. На цю температуру, крім витрати водяної пари, впливає також витрата рециркуляту, яку, відповідно, обираємо збурюючим фактором.

Для розробки математичної моделі об'єкта спочатку розглянемо статичний режим роботи ефіризатора.

На основі структурно-параметричної схеми ефіризатора складемо тепловий баланс. Оскільки потоки речовин в ефіризаторі не змішуються, для кубового залишку та водяної пари будемо мати два окремих теплових баланси.

Тепловий баланс для кубового залишку:

$$G_p \cdot c_p \cdot \theta_p - a \cdot G_n \cdot r \cdot (c_k \cdot \theta_k + r) - G_k \cdot c_k \cdot \theta_k + kS_k \cdot (\theta_n - \theta_k) = 0 \quad (3.1)$$

Тепловий баланс для водяної пари:

$$G_n \cdot (c_n \cdot \theta_n + r - c_k \cdot \theta_k) - kS_k \cdot (\theta_n - \theta_k) = 0 \quad (3.2)$$

Так як канал керування $G_n - \theta_k$, то з теплового балансу для водяної пари (3.2) виводимо температуру водяної пари на виході.

$$\theta_n = \frac{G_n \cdot c_k \cdot \theta_k - G_n \cdot r + kS_k \cdot \theta_k}{G_n \cdot c_n - kS_k} \quad (3.3)$$

Підставляємо рівняння (3.3) в рівняння (3.1) та виводимо θ_k .

$$\theta_k = \frac{G_p \cdot c_p \cdot \theta_p \cdot kS_k + a \cdot G_n^2 \cdot c_n \cdot r^2 + G_n \cdot kS_k \cdot r - G_p \cdot G_n \cdot c_p \cdot c_n \cdot \theta_p - a \cdot G_n \cdot kS_k \cdot r^2}{a \cdot G_n \cdot c_k \cdot kS_k \cdot r + G_k \cdot c_k \cdot kS_k + G_n \cdot c_k \cdot kS_k + kS_k^2 - a \cdot G_n^2 \cdot c_n \cdot c_k \cdot r - G_k \cdot G_n \cdot c_k \cdot c_n} \quad (3.4)$$

Табл. 3.1.1. Параметри статичного режиму

Назва параметру	Позначення	Одиниці вимірювання	Значення
Масова витрата рециркуляту в ефіризаторі	G_p	кг/с	10,7
Питома теплоємність рециркуляту	c_p	кДж/(кг·К)	3,212
Температура рециркуляту в ефіризаторі	Θ_p	К	438
Масова витрата водяної пари на вході в ефіризатор	G_{Π}	кг/с	6,306
Питома теплоємність водяної пари	c_{Π}	кДж/(кг·К)	1,403
Температура водяної пари на вході в ефіризатор	Θ_{Π}	К	442
Масова витрата кубового залишку на виході з теплообмінника	G_k	кг/с	5,111
Питома теплоємність кубового залишку	c_k	кДж/(кг·К)	6,5172
Температура кубового залишку на виході з ефіризатора	Θ_k	К	415
Добуток коефіцієнта теплопередачі на поверхню теплопередачі	kS_k	кДж/с·К	28,340
Густина кубового залишку	ρ_k	кг/м ³	1,848
Густина водяної пари	ρ_{Π}	кг/м ³	0,5883
Об'єм кубового залишку, що проходить через ефіризатор	V_k	м ³	14,188
Об'єм водяної пари, що проходить через ефіризатор	V_{Π}	м ³	0,688

Прихована теплота пароутворення для водяної пари в 1 атмосфер	r	кДж/кг	2256
--	-----	--------	------

З метою розробки математичної моделі статичного та динамічного режимів роботи ефіризатора, будемо використовувати наступні припущення:

- Втрати теплоти в навколишнє середовище незначні, тому ними можна нехтувати.
- Акумуляцією тепла в стінках апарату нехтуємо, зважаючи на їх невелику товщину.
- Ефіризатор будемо розглядати як об'єкт з зосередженими параметрами, тобто вважатимемо, що його характеристики не змінюються по довжині.

На основі цих припущень та структурно-параметричної схеми ефіризатора побудуємо статичну характеристику каналу керування (рис. 3.1.1).

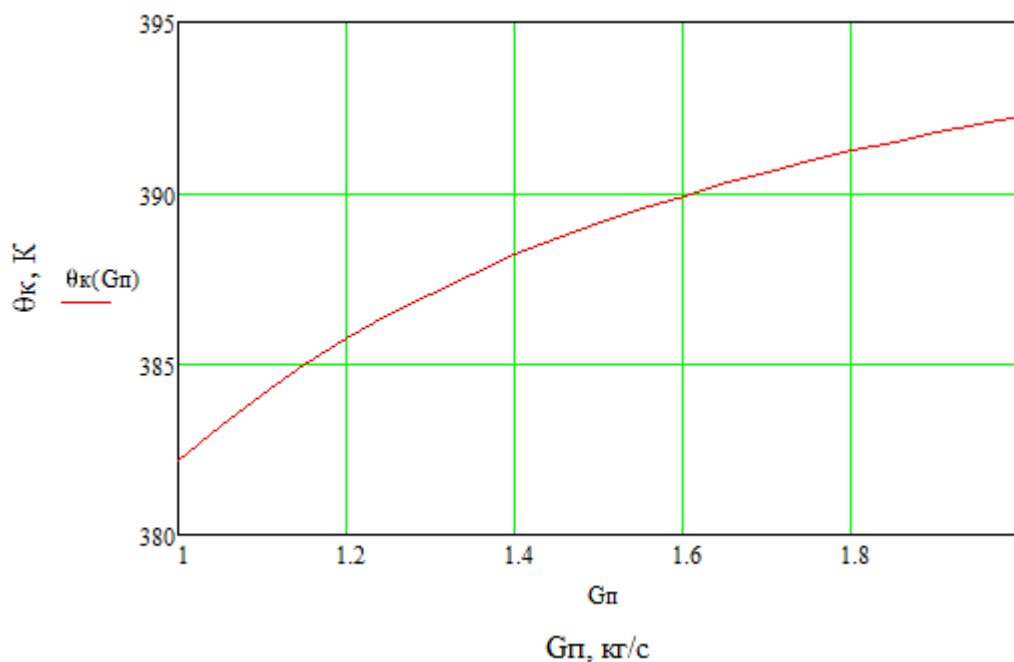


Рис. 3.1.1. Статична характеристика за каналом керування.

Побудуємо статичну характеристику за каналом збурення.

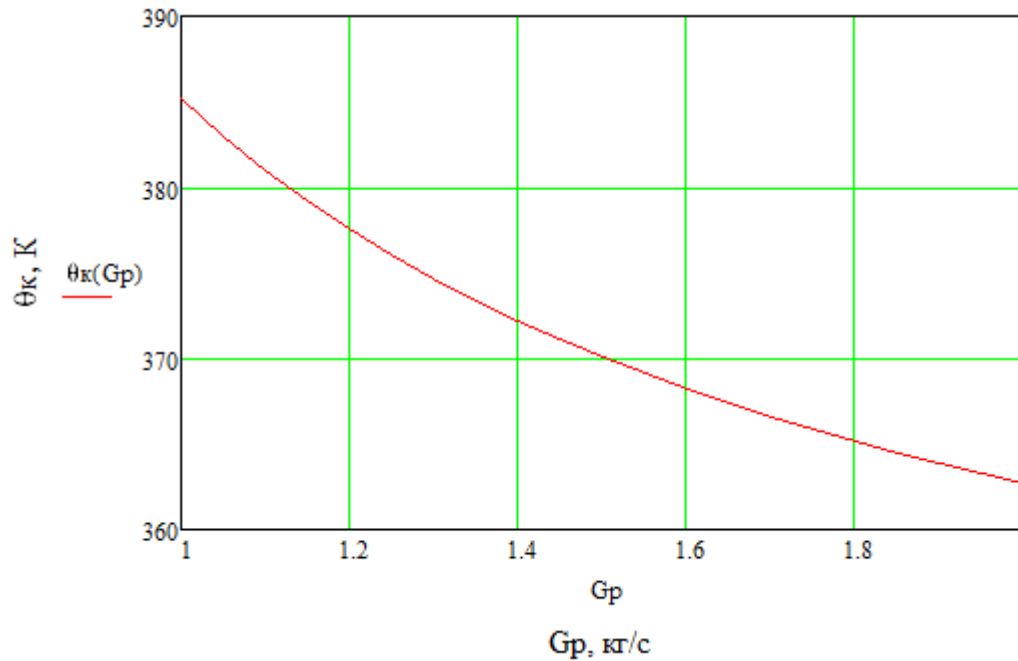


Рис. 3.1.2. Статична характеристика за каналом збурення.

З графіків бачимо, що при збільшенні витрати водяної пари збільшується температура кубового залишку на виході, а при збільшенні витрати рециркуляту температура навпаки знижується.

3.2 Моделювання динамічного режиму

Динамічний режим – режим роботи об'єкта при якому принаймні один параметр змінюється в часі.

Складемо рівняння динаміки.

Для кубового залишку:

$$G_p \cdot c_p \cdot \theta_p - \alpha \cdot G_n \cdot r \cdot (c_k \cdot \theta_k + r) - G_k \cdot c_k \cdot \theta_k + kS_k \cdot (\theta_n - \theta_k) = V_k \cdot \rho_k \cdot c_k \frac{d\theta_k}{dt} \quad (3.5)$$

Для водяної пари:

$$G_n \cdot (c_n \cdot \theta_n + r - c_k \cdot \theta_k) - kS_k \cdot (\theta_n - \theta_k) = V_n \cdot \rho_n \cdot c_n \frac{d\theta_n}{dt} \quad (3.6)$$

Виконаємо лінеаризацію рівняння (3.5):

$$-\alpha \cdot G_n \cdot r \cdot c_k \cdot \Delta\theta_k - G_k \cdot c_k \cdot \Delta\theta_k + kS_k \cdot \Delta\theta_n - kS_k \cdot \Delta\theta_k = V_k \cdot \rho_k \cdot c_k \frac{d\theta_k}{dt} \quad (3.7)$$

Спростимо вигляд рівняння (3.7):

$$\frac{kS_k}{\alpha \cdot G_n \cdot r \cdot c_k + G_k \cdot c_k + kS_k} \cdot \Delta\theta_n = \frac{V_k \cdot \rho_k \cdot c_k}{\alpha \cdot G_n \cdot r \cdot c_k + G_k \cdot c_k + kS_k} \cdot \frac{d\theta_k}{dt} + \Delta\theta_k \quad (3.8)$$

Лінеаризація рівняння (3.6):

$$(c_n \cdot \theta_n + r - c_k \cdot \theta_k) \cdot \Delta G_n - k S_k \cdot (\Delta \theta_n - \Delta \theta_k) = V_n \cdot \rho_n \cdot c_n \frac{d\theta_n}{dt} \quad (3.9)$$

Спростимо вигляд рівняння (3.9):

$$\frac{c_n \cdot \theta_n + r - c_k \cdot \theta_k}{k S_k} \cdot \Delta G_n + \Delta \theta_k = \frac{V_n \cdot \rho_n \cdot c_n}{k S_k} \cdot \frac{d\theta_n}{dt} + \Delta \theta_n \quad (3.10)$$

Введемо такі заміни для рівнянь (3.8) та (3.10):

$$T_1 = \frac{V_k \cdot \rho_k \cdot c_k}{a \cdot G_n \cdot r \cdot c_k + G_k \cdot c_k + k S_k} \quad (3.11)$$

$$T_2 = \frac{V_n \cdot \rho_n \cdot c_n}{k S_k} \quad (3.12)$$

$$a_1 = \frac{k S_k}{a \cdot G_n \cdot r \cdot c_k + G_k \cdot c_k + k S_k} \quad (3.13)$$

$$b = \frac{c_n \cdot \theta_n + r - c_k \cdot \theta_k}{k S_k} \quad (3.14)$$

Підставивши в рівняння (3.8) та (3.10) заміни (3.11 – 3.14) і отримаємо:

$$T_1 \frac{d\theta_k}{dt} + \Delta \theta_k = a_1 \cdot \Delta \theta_n \quad (3.15)$$

$$T_2 \frac{d\theta_n}{dt} + \Delta \theta_n = \Delta \theta_k + b \cdot \Delta G_n \quad (3.16)$$

Виконаємо перетворення Лапласа:

$$(T_1 \cdot s + 1) \cdot \Delta \theta_k = a_1 \cdot \Delta \theta_n \quad (3.17)$$

$$(T_2 \cdot s + 1) \cdot \Delta \theta_n = \Delta \theta_k + b \cdot \Delta G_n \quad (3.18)$$

З рівняння (3.18) виведемо $\Delta \theta_n$:

$$\Delta \theta_n = \frac{1}{T_2 \cdot s + 1} \cdot \Delta \theta_k + \frac{b}{T_2 \cdot s + 1} \cdot \Delta G_n \quad (3.19)$$

Підставляємо рівняння (3.19) в рівняння (3.15):

$$(T_1 \cdot s + 1) \cdot \Delta \theta_k = \frac{a_1}{T_2 \cdot s + 1} \cdot \Delta \theta_k + \frac{a_1 \cdot b}{T_2 \cdot s + 1} \cdot \Delta G_n \quad (3.20)$$

Розмежуємо входи та виходи:

$$((T_1 \cdot s + 1) \cdot (T_2 \cdot s + 1) - a_1) \cdot \Delta \theta_k = a_1 \cdot b \cdot \Delta G_n \quad (3.21)$$

Виводимо передавальну функцію за каналом керування:

$$W(s) = \frac{\Delta \theta_k}{\Delta G_n} = \frac{a_1 \cdot b}{(T_1 \cdot s + 1) \cdot (T_2 \cdot s + 1) - a_1} = \frac{a_1 \cdot b}{T_1 \cdot T_2 \cdot s^2 + (T_1 + T_2) \cdot s + (1 - a_1)} = \frac{k}{a_{n1} \cdot s^2 + a_{11} \cdot s + 1} \quad (3.22)$$

де

$$k = \frac{a_1 \cdot b}{1 - a_1}$$

$$a_{21} = \frac{T_1 \cdot T_2}{1 - a_1}$$

$$a_{11} = \frac{T_1 + T_2}{1 - a_1}$$

Підставимо значення статичного режиму в рівняння (3.22):

$$T_1 = \frac{14,188 \cdot 1,848 \cdot 6517,2}{1 \cdot 10^{-8} \cdot 6,306 \cdot 2,256 \cdot 10^6 \cdot 6517,2 + 5,111 \cdot 6517,2 + 28340} = 4,987$$

$$T_2 = \frac{0,688 \cdot 0,5883 \cdot 1403}{28340} = 20,037$$

$$a_1 = \frac{28340}{1 \cdot 10^{-8} \cdot 6,306 \cdot 2,256 \cdot 10^6 \cdot 6517,2 + 5,111 \cdot 6517,2 + 28340} = 8,271 \cdot 10^{-4}$$

$$b = \frac{1403 \cdot 442 + 2,256 \cdot 10^6 - 6517,2 \cdot 415}{28340} = 6051$$

$$k = \frac{8,271 \cdot 10^{-4} \cdot 6051}{1 - 8,271 \cdot 10^{-4}} = 5,009$$

$$a_{21} = \frac{4,987 \cdot 20,037}{1 - 8,271 \cdot 10^{-4}} = 100,006$$

$$a_{11} = \frac{4,987 + 20,037}{1 - 8,271 \cdot 10^{-4}} = 25,045$$

$$W(s) = \frac{5,009}{100,006 \cdot s^2 + 25,045 \cdot s + 1}$$

В рамках теорії автоматичного керування, моделювання динамічного режиму роботи об'єкта та обґрунтований вибір каналу керування відіграють ключову роль. Моделювання динамічного режиму дозволяє дослідити поведінку об'єкта у відповідь на зміни вхідних сигналів, даючи уявлення про його характеристики та особливості роботи в різних умовах.

Ефективний вибір каналу керування, ґрунтований на аналізі характеристик об'єкта та економічних показників, гарантує оптимальну роботу системи керування з урахуванням всіх ключових факторів.

Аналіз математичної моделі колони синтезу парів етилацетату, спирту та води дозволив вивести перехідну функцію об'єкта за каналом керування "витрата суміші етанолу, оцтової та сірчаної кислот і парів води - теплоємність парів етилацетату, спирту та води на виході з апарату", яка має наступний вигляд:

$$W(s) = \frac{5,009}{100,006 \cdot s^2 + 25,045 \cdot s + 1}$$

Отримана перехідна функція описує динамічні характеристики системи керування колоною синтезу етилацетату.

Значення коефіцієнта підсилення 5,009 свідчить про істотну реакцію об'єкта на зміни керуючих впливів, а час перехідного процесу 25,045 секунд характеризує помірно повільну динамічну відповідь системи на такі зміни.

1) Побудуємо графік перехідної характеристики, використовуючи програмне середовище Matlab.

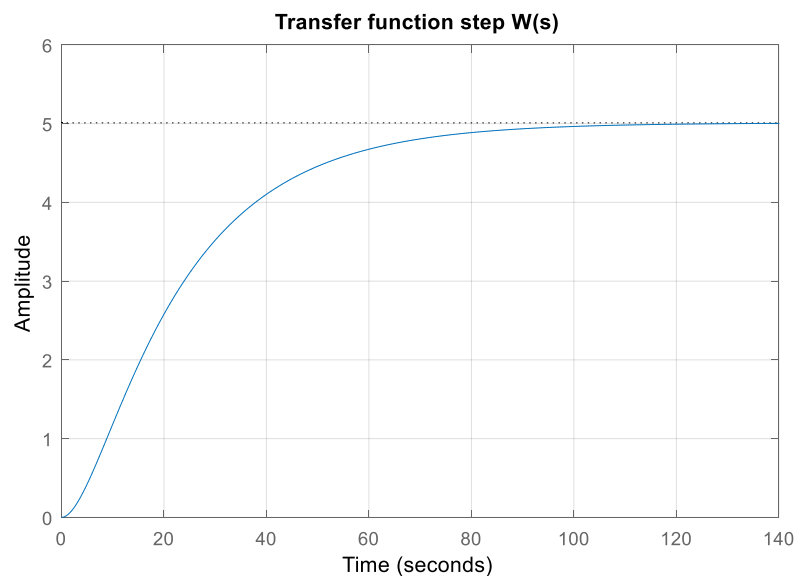


Рис. 3.2.1. Графік перехідної характеристики

З графіку можна побачити, що час виходу на сталий рівень, тобто 5,009 становить приблизно 130 секунд. З графіку можна судити, що об'єкт стійкий сам по собі.

2) Побудуємо графік імпульсної характеристики, використовуючи програмне середовище Matlab.

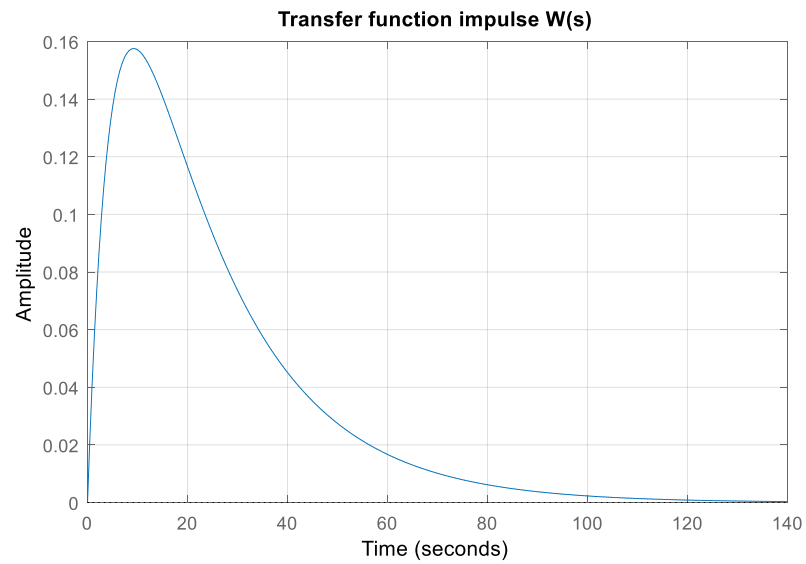


Рис. 3.2.2. Графік перехідної характеристики

З графіку можна побачити, що час виходу на сталий рівень, тобто 0 становить приблизно 140 секунд. З графіку можна судити, що об'єкт стійкий сам по собі.

РОЗДІЛ 4

РОЗРОБКА ОПТИМАЛЬНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

4.1 Оптимальне програмне керування

4.1.1 Вибір критерію оптимальності

Задача: мінімізувати час виходу на певне значення швидкості та вивести значення швидкості на задану величину.

Для вирішення даної задачі оберемо інтегральний критерій якості. Відповідно до умов поставленої задачі, включаємо до критерію оптимальності витрату водяної пари і температуру кубового залишку:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [q(\theta_k - \theta_{kz})^2 + rG_{\pi}^2] dt \rightarrow \min$$

4.1.2 Ведення необхідних умов оптимальності

Спочатку приведемо математичну модель до наступного вигляду:

$$\begin{cases} \frac{d(x_1)}{dt} = a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + b_1u_1 \\ \frac{d(x_2)}{dt} = a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + b_2u_2 \end{cases}$$

Скористаємось програмним забезпеченням MATLAB та перейдемо до простору станів (рис. 4.1.1 та 4.1.2). Але для початку, перейдемо до нового вигляду передатної функції системи:

$$W(s) = \frac{5,009}{100,006 \cdot s^2 + 25,045 \cdot s + 1}$$

```
W = tf(5.009,[100.006 25.045 1]);  
[A, B, C, D] = ssdata(W);
```

Рис. 4.1.1. Переведення системи у простір станів

```

W =

      5.009
-----
100 s^2 + 25.05 s + 1

Continuous-time transfer function.

A =

    -0.2504    -0.0800
     0.1250         0

B =

    0.5000
         0

C =

         0    0.8014

D =

         0

```

Рис. 4.1.2. Результат переведення системи у простір станів

Отже, наша система у просторі станів набуде виду:

$$\begin{cases} \frac{d(x_1)}{dt} = a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + b_1u_1 \\ \frac{d(x_2)}{dt} = a_{21}x_1 \end{cases}$$

Функція Гамільтона матиме вигляд:

$$H(X, U, \lambda, t) = \frac{1}{2} [q(x_1 - x_1^{task})^2 + r_1 u_1^2] + \\ + \lambda_1(a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + b_1u_1) + \lambda_2 a_{21}x_1$$

Знаходимо спряжені рівняння:

$$\begin{cases} \lambda'_1 = -\frac{dH}{dx_1} = -q(x_1 - x_1^{task}) - \lambda_1 a_{11} - \lambda_2 a_{21} \\ \lambda'_2 = -\frac{dH}{dx_2} = -\lambda_1 a_{12} \end{cases}$$

Визначимо рівняння зв'язку:

$$\begin{cases} \frac{dH}{du_1} = r_1 u_1 + \lambda_1 b_1 \\ \frac{dH}{du_2} = 0 \end{cases}$$

Умови трансверсальності:

$$\lambda_1(t_f) = 0$$

$$\lambda_2(t_f) = 0$$

Алгоритм розрахунку оптимального програмного керування:

- 1) При постійному векторі керування U_0 , розрахувати в прямому часі математичну модель процесу.
- 2) В зворотному часі розв'язати отриману спряжену систему.
- 3) Знаходимо вектор оптимального керування U .
- 4) Повертаємося до пункту 1. з вектором оптимального керування U .

4.1.3 Розрахунок оптимального програмного керування

Розрахунок оптимального програмного керування виконано у програмному забезпеченні MATLAB.

Запишемо первинні умови задачі:

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \end{bmatrix}$$

$$q_n = 1$$

$$r_1 = 1$$

$$\tau = 0,001$$

Щоб виконати розрахунок у прямому часі потрібно представити похідні у нашій системі як «різницю вперед»:

$$\begin{cases} \frac{x_{1v+1} - x_{1v}}{\tau} = a_{11}x_{1v} + a_{12}x_{2v} + b_1 u_{1v} \\ \frac{x_{2v+1} - x_{2v}}{\tau} = a_{21}x_{1v} \end{cases}$$

Розрахуємо відносно x_{n_v+1} , де $n = 1, 2$ (рис. 5.1.3):

$$\begin{cases} x_{1v+1} = x_{1v} + \tau(a_{11}x_{1v} + a_{12}x_{2v} + b_1 u_{1v}) \\ x_{2v+1} = x_{2v} + \tau a_{21}x_{1v} \end{cases}$$

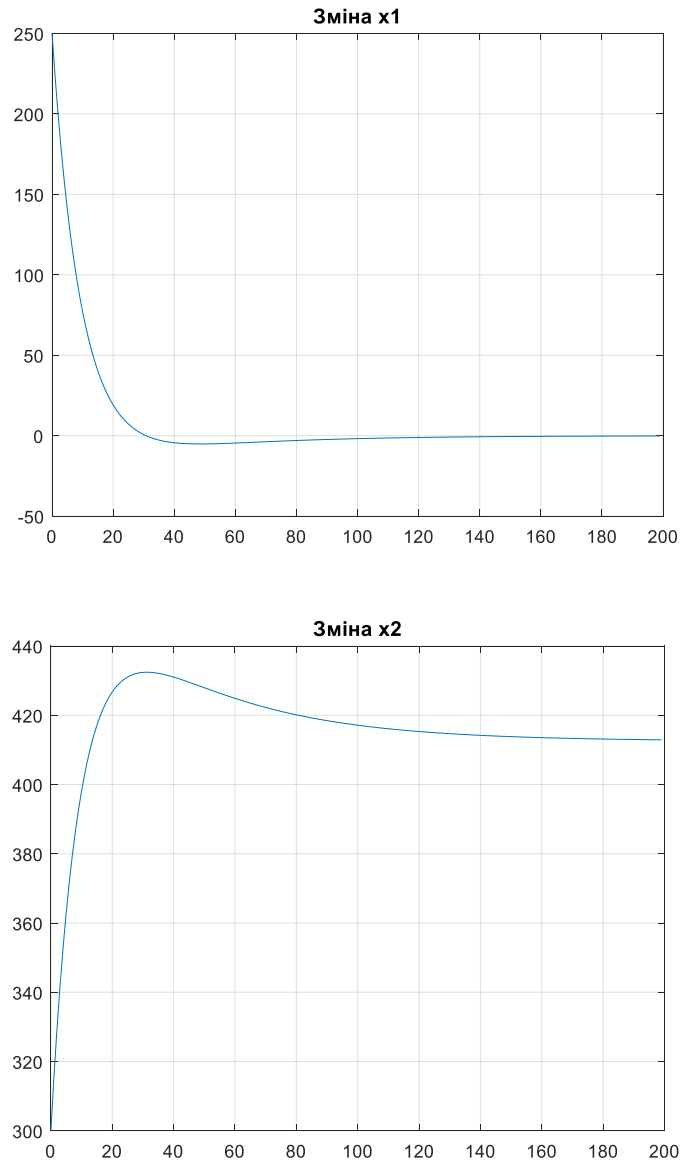


Рис. 4.1.3. Зміна змінних x_1 та x_2

Для розрахунку системи у зворотному часі необхідно представити похідні в спряжених рівняннях як «різницю назад»:

$$\begin{cases} \frac{\lambda_{1v} - \lambda_{1v-1}}{\tau} = -q(x_{1v} - x_{1v}^{task}) - \lambda_{1v}a_{11} - \lambda_{2v}a_{21} \\ \frac{\lambda_{2v} - \lambda_{2v-1}}{\tau} = -\lambda_{1v}a_{12} \end{cases}$$

Розрахуємо відносно λ_{n_v-1} , де $n = 1, 2$ (рис. 5.1.4):

$$\begin{cases} \lambda_{1v-1} = \lambda_{1v} + \tau(q(x_{1v} - x_{1v}^{task}) + \lambda_{1v}a_{11} + \lambda_{2v}a_{21}) \\ \lambda_{2v-1} = \lambda_{2v} + \tau\lambda_{1v}a_{12} \end{cases}$$

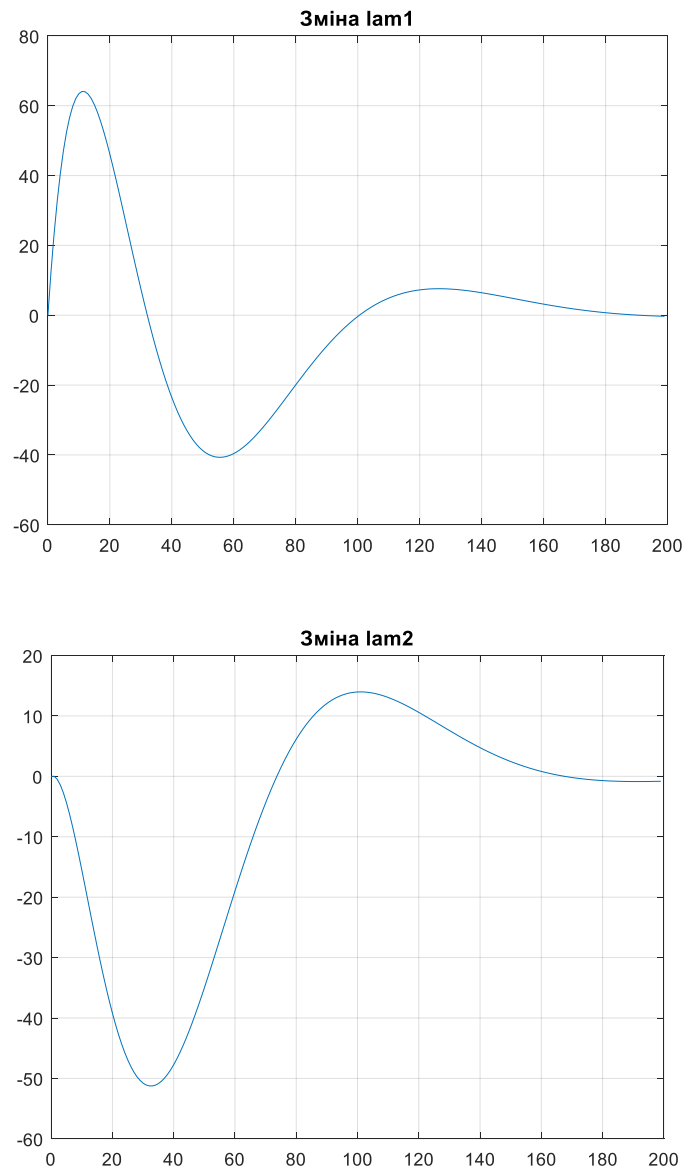


Рис. 4.1.4. Зміна змінних λ_1 та λ_2

Розрахуємо оптимальне керування (рис. 4.1.5):

$$\begin{cases} u_{1v} = -\frac{\lambda_1 b_1}{r_1} \\ u_{2v} = 0 \end{cases}$$

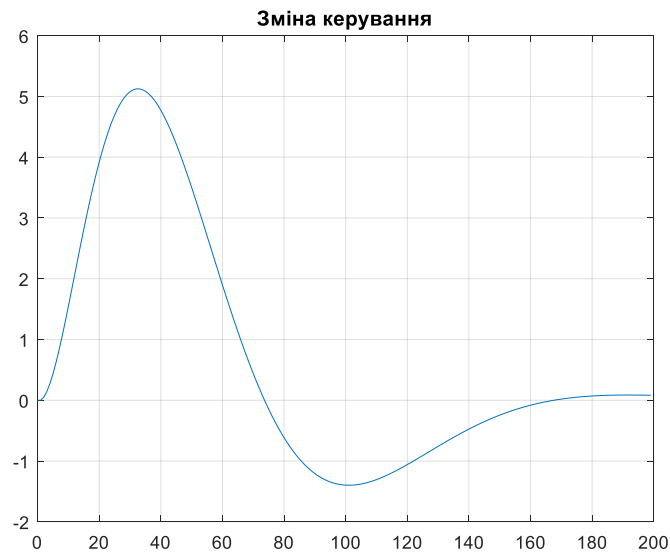


Рис. 4.1.5. Зміна оптимального керування u_1

Код MATLAB:

findx.m

```
function [x1,x2,t,N,a11,a12,a21,a22,b11,b12,F1,TAU] = findx()
W = tf(5.009,[100.006 25.045 1]);
[A, B, C, D] = ssdata(W);
x1 = [];
x2 = [];
x1(1) = 250;
x2(1) = 300;
a11 = A(1,1);
a12 = A(1,2);
a21 = A(2,1);
a22 = A(2,2);
b11 = B(1,1);
b12 = B(2,1);
F1 = 66;
TAU = 0.5;
N = 200;
t = 0:N-1;
for s = 1:N-1
    x1(s+1) = x1(s) + TAU*(a11*x1(s) + a12*x2(s) + b11*F1);
    x2(s+1) = x2(s) + TAU*(a21*x1(s) + a22*x2(s) + b12*F1);
end
end
```

findlamda.m

```
function [lam1,lam2] = findlambda(x1,x2,N,a11,a12,a21,TAU)
lam1(N) = x1(N);
lam2(N) = x2(N);
q = 1;
for s = 1:N-1
    lam1(s+1) = lam1(s) + TAU*(q*x1(s) + a11*lam1(s)+a21*lam2(s));
```

```

        lam2(s+1) = lam2(s) + TAU*a12*lam1(s);
    end
end

```

findlUprav.m

```

function [U_opt] = findUprav(N,lam,b)
    r = 1;
    for i = 1:N
        U_opt(i) = -(r^-1)*b*lam(i);
    end
end

```

use_finds.m

```

[x1,x2,t,N,a11,a12,a21,a22,b11,b22,F1,TAU] = findx();

f1 = figure;
f2 = figure;
f3 = figure;
f4 = figure;
f5= figure;

plot(t,x1)
title('Зміна x1');
grid on;
figure(f1)

plot(t,x2)
title('Зміна x2');
grid on;
figure(f2)

[lam1,lam2] = findlambda(x1,x2,N,a11,a12,a21,TAU);

plot(t,lam1)
title('Зміна lam1');
grid on;
figure(f3)

plot(t,lam2)
title('Зміна lam2');
grid on;
figure(f4)

[U_opt] = findUprav(N,lam2,b11);

plot(t,U_opt)
title('Зміна керування');
grid on;
figure(f5)

```

4.2 Проектування лінійного оптимального закону

На рисунку 4.2.1 зображено замкнену одноконтурну систему керування з від’ємним зворотнім зв’язком.

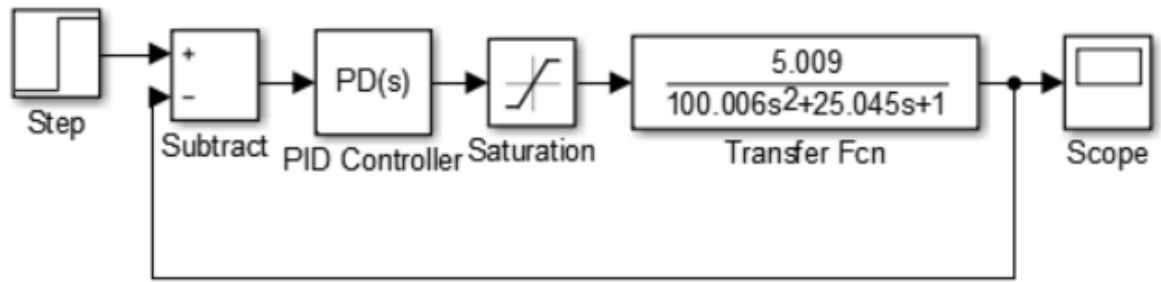


Рис. 4.2.1. Структурна схема контуру керування

Наведене вище, визначає лінійний оптимальний регулятор з матричним коефіцієнтом підсилення K . Цей регулятор мінімізує критерій на траєкторіях системи при цьому:

1. Матричний коефіцієнт підсилення K може бути визначеним поза контуром керування, так як він не залежить ні від X , ні від U ; для визначення K необхідно розв'язати рівняння Ріккати в зворотному часі.

2. При постійних матрицях A , B , R , Q і при $t \rightarrow \infty$, P прямує до усталеного значення, яке можна знайти розв'язавши алгебраїчне нелінійне матричне рівняння:

$$A^T P + P A - P B R^{-1} B^T P + Q = 0$$

Це в свою чергу забезпечує сталість матричного коефіцієнту підсилення регулятора K .

3. Пояснимо сенс критерію якості. Зрозуміло, що квадратичне зваження кінцевого стану дозволяє досягнути бажаної якості керування, але квадратичне зваження керування не так обґрунтовано, особливо якщо вартість ресурсів не велика. В деяких випадках квадратичне зваження заміняє собою явні обмеження на величину керуючих дій, та дозволяє отримати оптимальний закон зворотного зв'язку в аналітичному вигляді. Крім того, завдання занадто великих вагових матриць R викликає відхилення фактичного кінцевого стану від заданого, а занадто малих – призводить до дуже великих значень U . Основним обмеженням являються вимоги додатної визначеності R і неможливість завдання явних обмежень на X , U .

4. Вводячи більш загальний критерій якості

$$J = 1/2 X(t_f)^T S_f X(t_f) + 1/2 \int_0^{t_f} (X^T Q X + U^T R U + 2 X^T N U) dt$$

в якому враховуються взаємозв'язки між керуваннями та станом, можна показати, що оптимальний регулятор визначається, як і раніше, виразом з коефіцієнтом підсилення:

$$K = R^{-1}(B^T P - N^T).$$

Вимоги, що до існування оптимального лінійно квадратичного регулятора:

1. пара матриць $[A, B]$ має бути повністю керована;
2. мають виконуватися нерівності $R > 0, Q - N R^{-1} N^T \geq 0$;
3. пара матриць $[Q - N R^{-1} N^T, A - B R^{-1} N^T]$ не може мати спостережувані моди з власними значеннями на дійсній осі.

Слід відмітити, що при практичній реалізації алгоритмів оптимального керування часто не представляється можливим отримати оптимальні точні характеристики оптимізації. Це, найчастіше, обумовлене тим, що при побудові вихідної математичної моделі процесу керування звичайно використовують наближені чи апроксимуючі моделі, що враховують основні домінуючі зв'язки і в той же час відрізняються від реальних. В реальних умовах похибка алгоритмів оптимізації може зростати (особливо на великих інтервалах часу), що приведе до нестійкості алгоритмів оптимізації. Явище нестійкості алгоритмів оптимізації пов'язане з умовами реалізації рівняння Ріккати, розв'язок якого губить властивість симетричності.

Запишемо необхідні матриці та створимо рівняння Ріккати:

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & 0 \end{bmatrix}; B = \begin{bmatrix} b_{11} \\ 0 \end{bmatrix}; P = \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix};$$

$$\begin{bmatrix} p'_{11} & p'_{12} \\ p'_{21} & p'_{22} \end{bmatrix} = - \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & 0 \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} a_{11} & a_{21} \\ a_{12} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix} +$$

$$+ \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} b_{11} \\ 0 \end{bmatrix} r^{-1} \begin{bmatrix} b_{11} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} q_{11} & 0 \\ 0 & q_{22} \end{bmatrix}, r = 1$$

Щоб уникнути зайвих обчислень, не будемо виконувати подальший розв'язок і одразу перейдемо до синтезу регулятора у MATLAB:

$$w = tf(5.009, [100.006 \ 25.045 \ 1])$$

```

[A, B, C, D] = ssdata(W)

Q = eye(2); % Введення матриці Q
R = 1 % Введення матриці R
N = [0 0]'; % Введення матриці N
E = eye(2); % Введення матриці E (в нашому випадку I)
[P, L, G, report] = care(A,B,Q,R,N,E) %Розв'язок рівнянь Ріккати
% P - розв'язок
% L - власні значення замкненої системи
% G - матричний коефіцієнт підсилення
% report - RR норма Фробеніуса відносних залишків

W =

      5.009
-----
100 s^2 + 25.05 s + 1

Continuous-time transfer function.

A =

    -0.2504    -0.0800
     0.1250         0

B =

    0.5000
         0

C =

         0     0.8014

D =

         0

R =

         1

P =

    1.5884    1.7055
    1.7055    9.8513

L =

    -0.5276
    -0.1200

G =

    0.7942    0.8527

report =

    4.9888e-16

```

Перейдемо до синтезу лінійного оптимального закону у MATLAB:

```
function Lin_Reg
W = tf(5.009,[100.006 25.045 1]);
[A, B, C, D] = ssdata(W);
Q = eye(2) % Формування одиничної матриці

disp('Матриця R:')
R = 1 % Введення матриці R

disp('Матриця N:')
N = [] % Введення матриці N

disp('Вектор початкових умов X0:')
x0 = [250 300]' % Завдання вектора початкових умов

disp('Вектор заданих значень відхилень Xd:')
xd = [414 415]' % Завдання вектора заданих значень відхилень

disp('Вектор заданих значень відхилень керування Ud:')
ud = 0.8 % Завдання відхилень значень керування

disp('Час спостереження tf:')
tau = 60 % Завдання часу спостереження

disp('Довжина кроку dt:')
dt = 0.001 % Завдання довжини кроку

disp('Кількість кроків n:')
n = tau/dt
[K, P, E] = lqr(A,B,Q,R,N); % Синтез регулятора

disp('Матриця зворотнього зв'язку K:'); K
disp('Розв'язок рівняння Ріккати P:'); P
disp('Власні значення замкненої системи E:'); E

% Визначення розмірності задачі
SA = size(A); SA = SA(1); SB = size(B); SB = SB(2);

% Формування векторів x u
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1);

% Формування початкового стану
x(:,1) = x0;

% Знаходження оптимального керування u та змінних стану x
for i=1:n-1
    u(:,i) = ud-K*(x(:,i)-xd);
    x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-xd)+B*(u(:,i)- ud))*dt+x(:,i);
end

% Побудова динаміки змінних стану
plot(0:dt:tau-dt,x(1,:)),
grid
title('Динаміка руху змінної стану');
xlabel('Час, t,c');
ylabel('Зміна стану, X(t)');
legend('x_1')

% Побудова вектора керування
```

```

figure(2)
plot(dt:dt:tau-dt,u) ,
grid
title('Динаміка зміни керування');
xlabel('Час, t, c');
ylabel('Керування, U(t) ');
legend('u1')
end

```

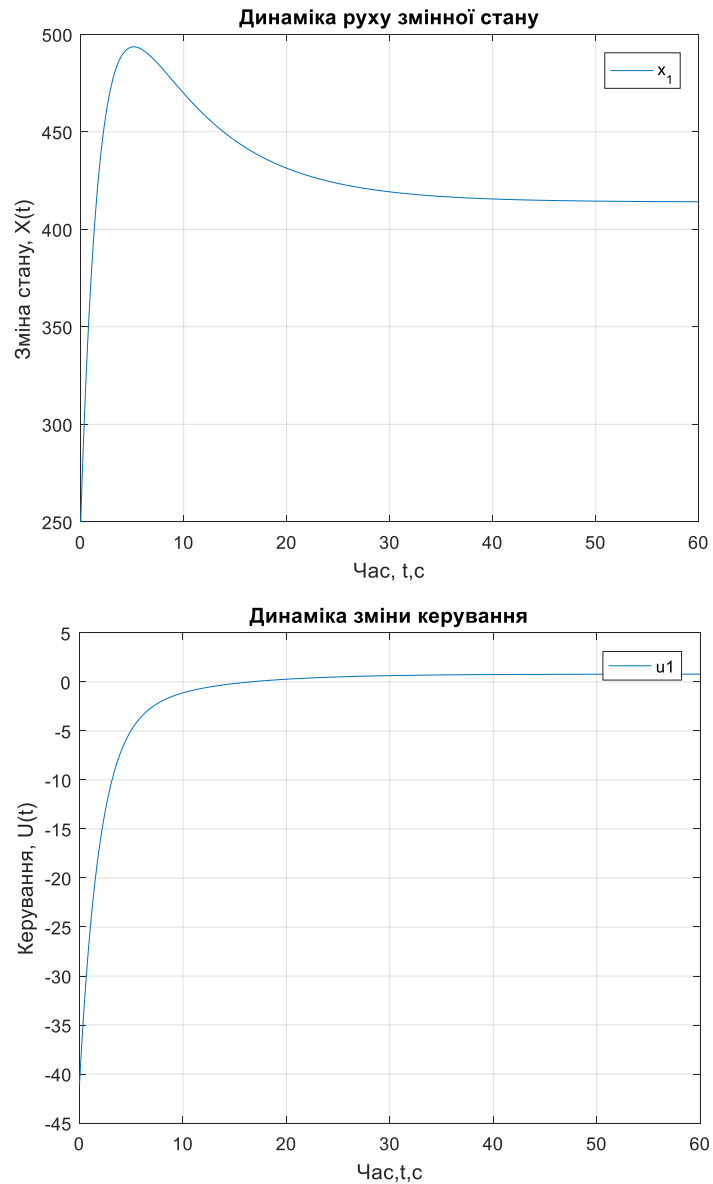


Рис. 4.2.2. Динаміка руху змінної стану та керування у системі з лінійним ОПТИМАЛЬНИМ ЗАКОНОМ

4.3 Проектування лінійного оптимального закону з інтегральною складовою

Відмітимо, що задачі синтезу оптимального в квадратичному значенні закону керування для лінійної системи, мають розв'язки в вигляді лінійних регуляторів. Такі регулятори дозволяють, з плином часу, звести до нуля вплив на вихід об'єкту, при ненульових початкових умовах, чи короткострокових імпульсних впливах. Але у випадку постійних чи повільних змін вхідних впливів, такі регулятори не можуть забезпечити вимоги рівності нулю відхилень регулюючих величин від заданих значень. Для того, щоб вони задовольняли поставленим вимогам, закон керування повинен мати не одну, а дві складові, одна з котрих залежить від вектора стану, а друга – від інтеграла вектора стану.

Тому, бажано переформулювати постановку задачі синтезу таким чином, щоб у керуванні з'явилась інтегральна складова, яка знижує похибки керування.

Перейдемо до синтезу відповідного регулятора у MATLAB:

```
function Lin_reg_Int
W = tf(5.009,[100.006 25.045 1]);
[A, B, C, D] = ssdata(W);

% Параметри критерія якості:
disp('Матриця Q:')
Q = 1/20000*eye(2) % Формування одиничної матриці
disp('Матриця R:')
R = 1 % Введення матриці R
disp('Матриця N:')
N = [] % Введення матриці N
disp('Вектор початкових умов X0:')
x0 = [250;300]' % Завдання вектора початкових умов
disp('Вектор заданих значень відхилень Xd:')
xd = [414 415]' % Завдання вектора заданих значень відхилень
disp('Вектор заданих значень відхилень керування Ud:')
ud = 0.8 % Завдання відхилень значень керування
disp('Час спостереження tf:')
tau = 60 % Завдання часу спостереження
disp('Довжина кроку dt:')
dt = 0.001 % Завдання довжини кроку
disp('Кількість кроків n:')
n = tau/dt
disp('Матриця A1:')
A1 = [zeros(2) eye(2); zeros(2) A] % Формування матриці A1
disp('Матриця B1:')
B1 = [zeros(2,1); B] % Формування матриці B1
disp('Матриця Q1:')
```

```

Q1 = [Q zeros(2); zeros(2) zeros(2)] % Формування матриці Q1

[K, P, E] = lqr(A1,B1,Q1,R,N); % Синтез регулятора
disp('Матриця зворотнього з'язку:'); K
disp('Розв'язок рівняння Ріккати:'); P
disp('Власні значення замкненої системи:'); E

% Визначення розмірності задачі
SA = size(A); SA = SA(1); SB = size(B); SB = SB(2); SK = size(K); SK = SK(2);
% Формування векторів x, u та v
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1); v = zeros(SA,n);
% Формування початкового стану
x(:,1) = x0;

% Відокремлення пропорційної та інтегральної частин матриці K
for i=SK/2:SK
    K2(i) = K(i);
end
for i=1:SK/2
    K1(i) = K(i);
    K2(1) = [];
end

% Знаходження оптимального керування u та змінних стану x
for i=1:n-1
    v(:,i) = v(:,i)+K1*x(:,i)*dt;
    u(:,i) = ud-K2*(x(:,i)-xd)+v(i);
    x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-xd)+B*(u(:,i)-ud))*dt+x(:,i);
end

% Побудова динаміки змінних стану
plot(0:dt:tau-dt,x), grid
title('Динаміка руху змінних стану');
xlabel('Час, t');
ylabel('Змінні стану, X(t)');
legend('x_1', 'x_2')

% Побудова вектора керування
figure(2)
plot(dt:dt:tau-dt,u),
grid
title('Динаміка зміни керування');
xlabel('Час, t');
ylabel('Керування, U(t)');
legend('u')
end

```

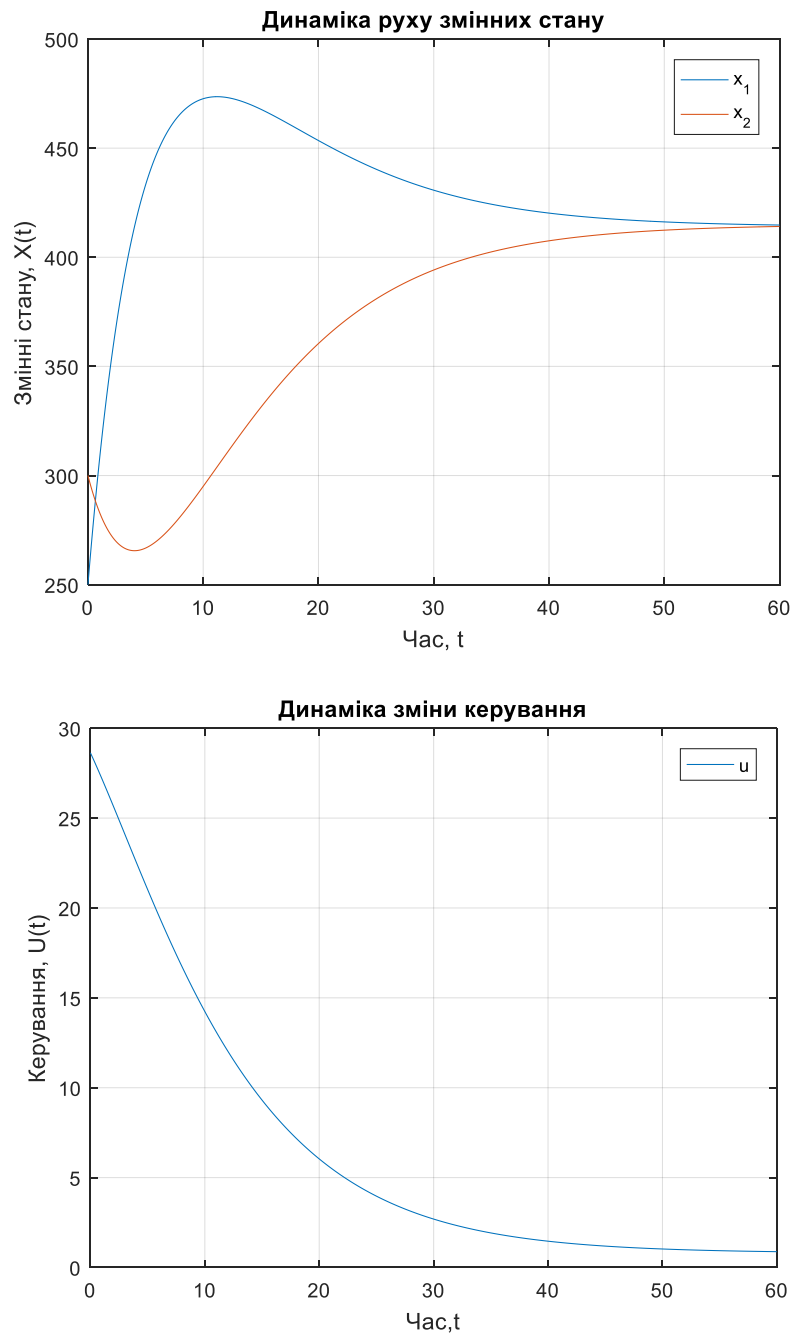


Рис. 4.3.1. Динаміка руху змінної стану та керування у системі з лінійним оптимальним законом із інтегральною складовою

З рисунку 4.3.1. видно, що застосування лінійного оптимального закону з інтегральною складовою для пошуку оптимального керування для системи зі зворотнім зв'язком, для нашого випадку, створює більш оптимальну і «реалістичну криву», але ціною у збільшений час виходу на усталене значення.

4.4 Керування за мінімальним часом при обмеженні на керування

Для визначення керування за мінімальним часом необхідно скористатися теоремою про N інтервалів переключення, та визначити час переключення.

Спочатку, запишемо критерій оптимальності:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} (q(\theta_k - \theta_{k3})^2 + rG_n^2) dt \rightarrow \min$$

$$I = \frac{1}{2} q[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]^2 + t_f$$

Накладемо обмеження на керування G_a :

$$G_a^{min} \leq G_a \leq G_a^{max}$$

$$G_a^{max} - G_a \geq 0$$

$$G_a - G_a^{min} \geq 0$$

Звідси перепишемо критерій:

$$I = q[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]^2 + t_f + \int [Q(G_a^{max} - G_a)(G_a - G_a^{min})H(g_1g_2)] dt$$

Відповідно функція Гамільтона матиме вигляд:

$$H = Q(G_a^{max} - G_a)(G_a - G_a^{min})H(g_1g_2) + \lambda_1(a_{11}\omega + a_{12}T + b_1u_1) + \lambda_2a_{21}\omega$$

Запишемо умови оптимальності:

$$\begin{cases} \lambda_1' = -\frac{\partial H}{\partial \omega} = -\lambda_1a_{11} - \lambda_2a_{21} \\ \lambda_2' = -\frac{\partial H}{\partial T} = -\lambda_1a_{12} \end{cases}$$

$$\frac{\partial H}{\partial U} = -2QG_aH(g_1g_2) + QG_a^{max}G_aH(g_1g_2) + QG_a^{min}G_aH(g_1g_2) + \lambda_1G_a$$

$$\begin{cases} \lambda_1(t_f) = q_{11}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]^2 \\ \lambda_2(t_f) = q_{22}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]^2 \end{cases}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial I}{\partial t_f} &= 1 + q_{11}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]\theta_k'(t_f) + q_{22}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]G_k(t_f)' + Q(G_a^{max} - G_a)(G_a - G_a^{min})H(g_1g_2) \\ &= 0 \end{aligned}$$

Після обрахунків знайдемо час переключення τ_s та побудуємо графік лінії переключення.

Лінія переключення керування матиме вигляд:

$$\zeta(\tau) = \int_0^{\tau} e^{-A(\tau-p)} \text{sign}[\lambda^T(t_f) e^{Apb}] dt$$

Коли вираз $[\lambda^T(t_f) e^{Apb}] = 0$ - це точка переключення.

час переключення розраховується за формулою:

$$\tau_s = -\frac{\lambda_2(t_f)}{\lambda_1(t_f)} = -\frac{q_{22}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]}{q_{11}[\theta_k(t_f) - \theta_{k3}]}$$

Знайдемо час переключення для нашої системи, побудуємо лінії переключення (рис. 4.4.1) та динаміку руху змінних стану (рис. 4.4.2).

$q = 1;$

$Q = 1; N = 400$

```
W = tf(5.009, [100.006 25.045 1]);
[A, B, C, D] = ssdata(W);

x1 = [];
x2 = [];
x1(1) = 250;
x2(1) = 300;
N = 300;

a11 = A(1,1);
a12 = A(1,2);
a21 = A(2,1);
a22 = A(2,2);
b11 = B(1,1);
b12 = B(2,1);
F1 = 61;
F2 = 66;

Vk = 14.188;
pk = 1848;
ck = 6517.2;
R = 22560000;
TAU = 0.5;
t = 0:N-1;
for s = 1:150
    x1(s+1) = x1(s) + TAU*(a11*x1(s) + a12*x2(s) + b11*F1);
    x2(s+1) = x2(s) + TAU*(a21*x1(s) + a22*x2(s) + b12*F1);
    x11(s) = x1(s); x12(s) = x1(s); x13(s) = x1(s);
    x21(s) = x2(s); x22(s) = x2(s); x23(s) = x2(s);
end

for s = 151:N-1
    x1(s+1) = x1(s) + TAU*(a11*x1(s) + a12*x2(s) + b11*F2);
    x2(s+1) = x2(s) + TAU*(a21*x1(s) + a22*x2(s) + b12*F2);
end

s22 = 3;
lam1(N) = 0;
lam2(N) = s22*(x1(s)-125);
```

```

q = 1;
for s = N:-1:2
    lam1(s-1) = lam1(s) + TAU*(q*x1(s) + a11*lam1(s)+a21*lam2(s));
    lam2(s-1) = lam2(s) + TAU*a12*lam1(s);
end

r=1;
k = 0.05;
for i = 1:150
    U_opt(i) = F1;
    U_opt1(i) = U_opt(i);
    U_opt2(i) = U_opt(i);
    U_opt0(i) = F1;
end

for i = 151:N
    U_opt(i) = 66 - k*lam1(i)*(R/(Vk*pk*ck));
    U_opt0(i) = F2;
end

x11(151) = x1(151);
x21(151) = x2(151);
for s = 151:N-1
    x11(s+1) = x11(s) + TAU*((a11*x11(s)) + a12*x21(s) + b11*U_opt(s));
    x21(s+1) = x21(s) + TAU*((a21*x11(s)) + a22*x21(s) + b12*U_opt(s));
end

lam11(N) = lam1(151);
lam21(N) = s22*(x11(s)-415);
q = 1;
for s = N:-1:2
    lam11(s-1) = lam11(s) + TAU*(q*x1(s) + a11*lam11(s)+a21*lam21(s));
    lam21(s-1) = lam21(s) + TAU*a12*lam11(s);
end

r=1;
k = 0.01;
for i = 151:N
    U_opt1(i) = 66 - k*lam11(i)*(R/(Vk*pk*ck));
end

x12(151) = x11(151);
x22(151) = x21(151);
for s = 151:N-1
    x12(s+1) = x12(s) + TAU*(a12*x22(s));
    x22(s+1) = x22(s) + TAU*((a21*x12(s)) + a22*x22(s) + b12*U_opt1(s));
end

lam12(N) = lam11(151);
lam22(N) = s22*(x12(s)-415);
for s = N:-1:2
    lam12(s-1) = lam12(s) + TAU*(q*x1(s) + a11*lam12(s)+a21*lam22(s));
    lam22(s-1) = lam22(s) + TAU*a12*lam12(s);
end

r=1;
k = 0.01;
for i = 151:N
    U_opt2(i) = 66 - k*lam12(i)*(R/(Vk*pk*ck));
end

```

```

x13(151) = x12(151);
x23(151) = x22(151);
for s = 151:N-1
    x13(s+1) = x13(s) + TAU*((a11*x13(s)) + a12*x23(s) + b11*U_opt2(s));
    x23(s+1) = x23(s) + TAU*((a21*x13(s)) + a22*x23(s) + b12*U_opt2(s));
end

lam13(N) = lam12(151);
lam23(N) = s22*(x13(s)-415);
for s = N:-1:2
    lam13(s-1) = lam13(s) + TAU*(q*x1(s) + a11*lam13(s)+a21*lam23(s));
    lam23(s-1) = lam23(s) + TAU*a12*lam13(s);
end

f1 = figure;
f2 = figure;
f3 = figure;
f4 = figure;
f5 = figure;

plot(t,x1, t,x11, t,x12, t,x13)
title('Зміна x1');
grid on;
legend('Ітерація 1', 'Ітерація 2', 'Ітерація 3', 'Ітерація 4')
figure(f1)
plot(t,x2, t,x21, t,x22, t,x23)
title('Зміна x2');
grid on;
figure(f2)

plot(t,lam1, t,lam11, t,lam12, t,lam13)
title('Зміна lam1');
grid on;
figure(f3)
plot(t,lam2, t,lam21, t,lam22, t,lam23)
title('Зміна lam2');
legend('Ітерація 1', 'Ітерація 2', 'Ітерація 3', 'Ітерація 4')
grid on;
figure(f4)

plot(t,U_opt0, t,U_opt, t,U_opt1, t,U_opt2)
title('Зміна керування');
grid on;
ylim([-5 70])
legend('Ітерація 1', 'Ітерація 2', 'Ітерація 3', 'Ітерація 4')
figure(f5)

```

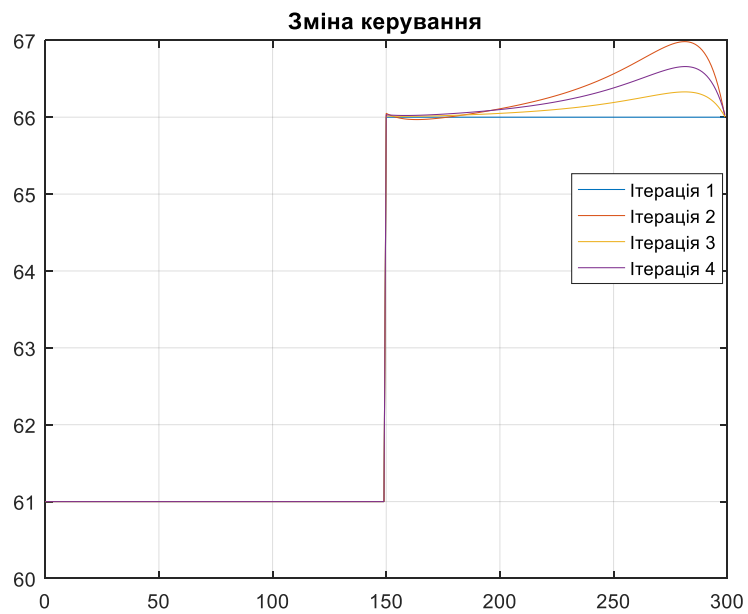


Рис. 4.4.1. Лінії переключення для всіх ітерацій

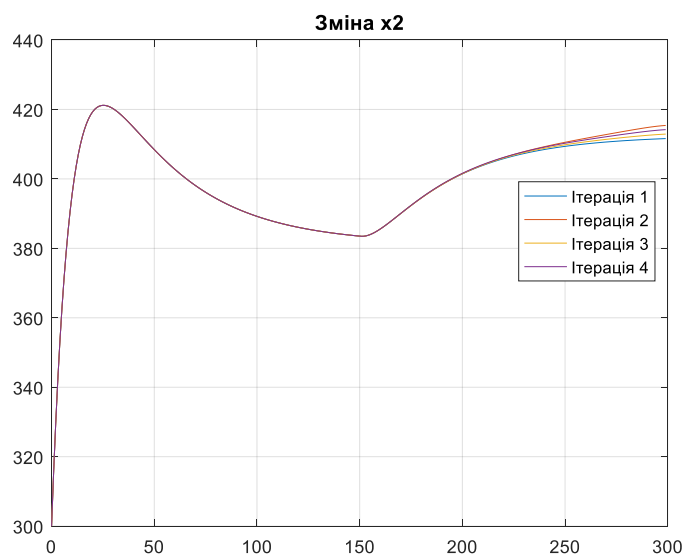


Рис. 4.4.2. Динаміка руху змінних стану

РОЗДІЛ 5

РОЗРОБКА НЕЧІТКОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

5.1 Аналіз технологічного об'єкту керування системи синтезу

5.1.1 Створення структурно-параметричної схеми

Щоб побудувати структурно-параметричну схему правильно, потрібно спочатку зазначити вхідні та вихідні параметри, а також збурення.

Ці ж параметри наведено в таблиці 5.1.1.

Табл. 5.1.1. Технологічні змінні структурно-параметричної схеми

Назва потоку (апарату)	Ідентифікатор потоку (апарату)	Назва змінної	Ідентифікатор змінної
1	2	3	4
Етилацетат	E1	Витрата	F_{e1}
		Концентрація	C_{e1}
		Температура	T_{e1}
Етилацетат	E2	Витрата	F_{e2}
		Концентрація	C_{e2}
		Температура	T_{e2}

1	2	3	4
Вода	В1	Витрата	F_{B1}
		Температура	T_{B1}
Вода	В2	Витрата	F_{B2}
		Температура	T_{B2}
Суміш води та дихлоретану	СВД1	Витрата	$F_{свд1}$
		Концентрація	$C_{свд1}$
		Температура	$T_{свд1}$
Соляна кислота	СК1	Витрата	$F_{ск1}$
		Концентрація	$C_{ск1}$
		Температура	$T_{ск1}$
Суміш води та дихлоретану	СВД2	Витрата	$F_{свд2}$
		Концентрація	$C_{свд2}$
		Температура	$T_{свд2}$
<i>Парогазова суміш</i>	<i>ПС1</i>	Витрата	F_{nc1}
		Концентрація	C_{nc1}
		Температура	T_{nc1}

Каустична сода	КСЗ	Витрата	$F_{КСЗ}$
		Концентрація	$C_{КСЗ}$
		Температура	$T_{КСЗ}$
Парогазова суміш	ПСЗ	Витрата	$F_{ПСЗ}$
		Концентрація	$C_{ПСЗ}$
		Температура	$T_{ПСЗ}$
Вода	ВЗ	Витрата	$F_{ВЗ}$
		Температура	$T_{ВЗ}$

5.1.2 Визначення припустимих меж технологічних змінних та створення дерева аварійних ситуацій

Побудуємо структурно-параметричну схему частини процесу виробництва етанолу гідролізом на рисунку 5.1.1.

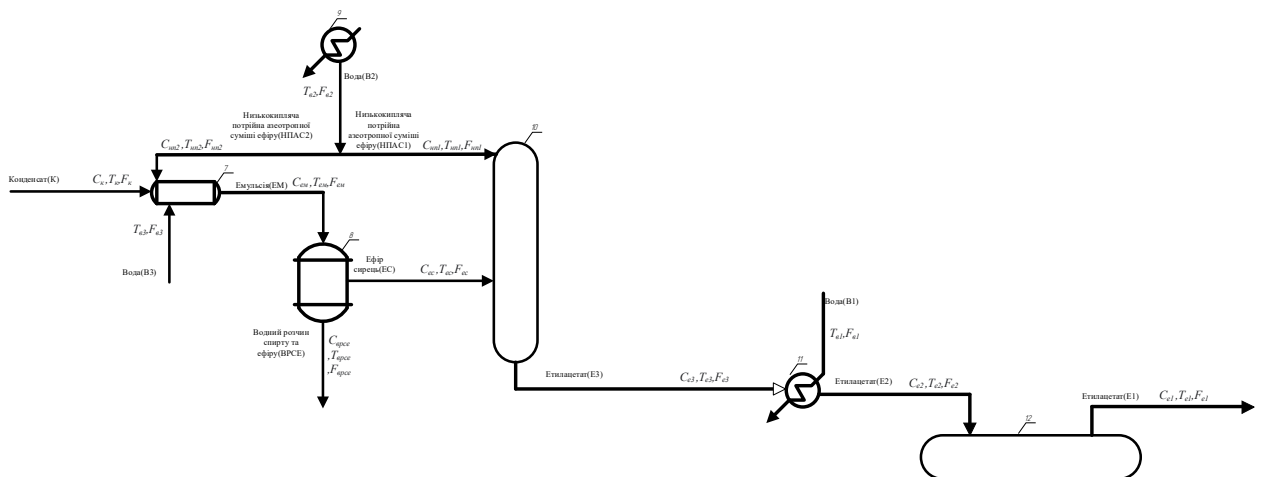


Рис. 5.1.1. Структурно-параметрична схема відділення виробництва: 7 – змішувач, 8 - сепаратор, 9 – конденсатор-дефлегматор, 10 – колона ректифікації, 11 – холодильник, 12 – збірка

Виконаємо аналіз усіх технологічних змінних, які були зазначені з точки зору порушень технологічного регламенту (до порушень будемо відносити аварійні або передавальні ситуації, які проявляють себе у виході контрольованих величин за межі визначених діапазонів). Наведемо данні в таблиці 5.1.2.

Табл. 5.1.2. Данні для аналізу змінних процесу виробництва виробництва етанолу.

№ п/п	Шифр елементу дислокації	Назва змінної	Ідент.	Од. вим.	Припуст имі межі	Ознака порушення	Наслідок порушення			Імов. наслідку, %
							Ідент.	Од. вим.	Ознака поруше ння	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	E2	Температура етилацетату	T_{e2}	°C	20	< 20	T_{e1}	°C	<10	70
					40	> 40			>50	50
2	EC	Концентрація ефіру сирцю	C_{ec}	%	50	< 50	C_{e3}	%	< 70	60
3	EM	Витрата емульсії	F_{em}	кг/с	2,2	< 2,2	F_{ec}	кг/с	< 2,5	85
					3,1	> 3,1			> 3,5	70

Дерево можливих аварійних ситуацій для даного об'єкта було побудовано; його графічне зображення подано в Додатку В.

Оскільки в даній предметній області досліджується кінцева продукція, тому аварійними ситуаціями будемо вважати ті ситуації, які приводять до браку продукції.

5.1.3 Розрахунок ймовірностей аварійних ситуацій

Для розрахунку ймовірностей аварійних ситуацій обрано частину дерева, що відповідає технологічній аварії на рівні концентрації етанолу. Її було спрощено для представлення подій з чіткою ймовірнісною детермінованістю (рис. 5.1.2). Після цього іде безпосередньо розрахунок ймовірностей.

Також на новому дереві позначено ієрархічні рівні, де $R = 0$ відповідає найвищому рівню, та додано умовні позначення ймовірностей для кожного елемента.

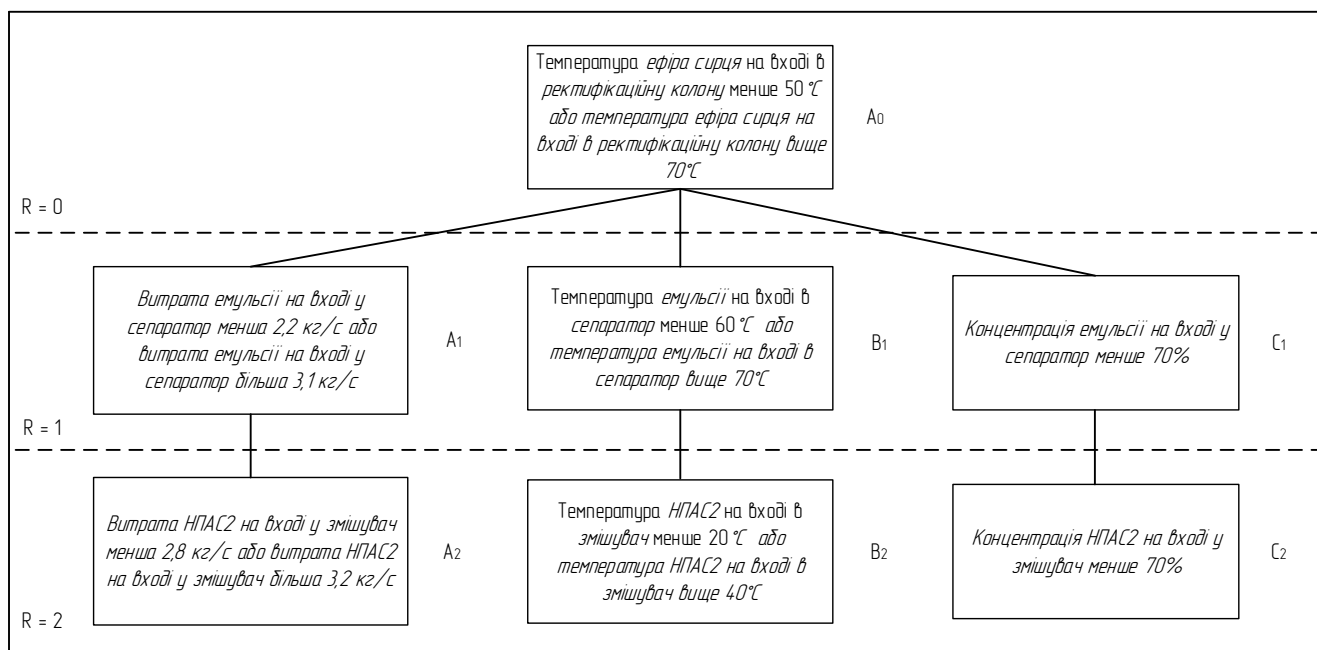


Рис. 5.1.2. Дерево для розрахунку ймовірності аварії

Початкові значення:

$$P(A_1) = 0,4; P(B_1) = 0,5; P(C_1) = 0,25.$$

$$P(A_2) = 0,65; P(B_2) = 0,65; P(C_2) = 0,35.$$

Спочатку визначимо ймовірність того, що відбудуться усі події групи А, В,

С:

$$P(A) = P(A_1) * P(A_2) = 0,4 * 0,65 = 0,26;$$

$$P(B) = P(B_1) * P(B_2) = 0,5 * 0,65 = 0,325;$$

$$P(C) = P(C_1) * P(C_2) = 0,25 * 0,35 = 0,0875.$$

Тепер визначимо ймовірності протилежних подій:

$$P(A^{\text{TM}}) = 1 - P(A) = 1 - 0,26 = 0,74$$

$$P(B^{\text{TM}}) = 1 - P(B) = 1 - 0,325 = 0,675$$

$$P(C^{\text{TM}}) = 1 - P(C) = 1 - 0,0875 = 0,9125$$

Імовірність того, що аварія A_0 не станеться, тобто відбудеться протилежна подія A_0^{TM} наступна

$$P(A_0^{\text{TM}}) = P(A^{\text{TM}}) * P(B^{\text{TM}}) * P(C^{\text{TM}}) = 0,74 * 0,675 * 0,9125 = 0,4558$$

Тепер розрахуємо ймовірність, що аварія не станеться для найвищого рівня:

$$P(A_0) = 1 - P(A_0^{\text{TM}}) = 1 - 0,4558 = 0,5432.$$

Отже, імовірність того, що аварія не станеться через відхилення в будь-якому рівні, дорівнює 54,32 %.

5.2 Застосування системи експертного оцінювання

5.2.1 Формулювання задачі системи експертного оцінювання

Задачею дослідження для даної роботи є вплив аварійної ситуації у різних апаратах на процес виробництва легкокиплячого ефіру – етилацетату та визначення яка з ситуацій є найбільш критичною.

Основні технологічні процеси, які можуть спричинити аварійні ситуації та вплинути на стабільність системи, включають:

- 1) Перегрів ректифікаційної колони.
- 2) Перелив рідини у ефіризаторі.
- 3) Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі.
- 4) Закупорка труб у напірному баці.
- 5) Некоректне розділення фаз у сепараторі.

Роз'яснення кожної з аварійних ситуацій , які впливають на процес виробництва етилацетату:

1) Перегрів ректифікаційної колони:

Перегрів виникає, коли температура в колоні перевищує допустимі значення, що порушує селективність розділення компонентів. Це може спричинити термічний розклад етилацетату і втрату чистоти кінцевого продукту. Причини включають надмірне тепло від кип'ятильника або несправність системи контролю температури.

2) Перелив рідини у ефіризаторі:

Перелив трапляється, коли об'єм рідини перевищує допустимий рівень, що ускладнює її рух вниз по тарілках. Це знижує ефективність реакції утворення етилацетату і може призвести до аварійного витоку. Ситуація виникає через надмірну подачу реагентів або несправність системи контролю рівня.

3) Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі:

Відмова охолоджуючої системи призводить до неможливості конденсації парів етилацетату, спирту і води. Це порушує роботу ректифікаційної колони і

рецикл реагентів, а також підвищує ризик виділення парів в атмосферу. Основні причини — недостатній потік охолоджуючої води або засмічення трубопроводів.

4) Закупорка труб у напірному баці:

Закупорка труб блокує подачу вихідної суміші реагентів на наступні етапи процесу. Це порушує стабільність балансу компонентів у колоні і може спричинити зупинку виробництва. Причинами можуть бути відкладення солей, сторонні домішки або несправність клапанів.

5) Некоректне розділення фаз у сепараторі:

Некоректне розділення фаз у сепараторі призводить до повернення в процес недостатньо очищеного водного розчину. Це знижує ефективність роботи ректифікаційної колоні і погіршує якість етилацетату.

Тепер проведемо визначення критеріїв компетентності експертів. У нас є 5 вигаданих експертів. Критеріями буде стаж роботи визначений в роках та рівень кваліфікації (розряд). Дані про експертів занесено в таблицю 5.2.1.

Табл. 5.2.1.

Номер експерта	Стаж роботи (років)	Розряд
Експерт 1	6	6
Експерт 2	4	5
Експерт 3	3	4
Експерт 4	7	6
Експерт 5	2	4

Тепер проведемо ранжування експертів. Для кожного з критеріїв (стаж і розряд) присвоїмо експертам ранги. Наприклад, чим більший стаж або розряд, тим менший ранг. Запишемо ранжування експертів в таблицю 5.2.2.

Табл. 5.2.2.

Номер експерта	Ранг за стажем	Ранг за розрядом	Сума рангів	Результуючий ранг
Експерт 1	2	1	3	2
Експерт 2	3	2	5	3
Експерт 3	4	3	7	4
Експерт 4	1	1	2	1
Експерт 5	5	3	8	5

Виконаємо перехід до нормального виду матриці рангів в таблиці 5.2.3. враховуючи факт, що декілька факторів набули одного і того ж рангу.

Табл. 5.2.3.

Номер експерта	Ранг за стажем	Ранг за розрядом	Сума рангів	Результуючий ранг
Експерт 1	2	1.5	3.5	2
Експерт 2	3	3	6	3
Експерт 3	4	4.5	8.5	4,5
Експерт 4	1	1.5	2.5	1,5
Експерт 5	5	4.5	9.5	5
$p_{j,u}$	0	2+2	-	-

Розрахуємо середній ранг нормальної матриці ранжування експертів:

$$B = 1/2 * 2 * (5-1) = 4$$

Тепер обчислимо суми квадратів різниць між членами сумарного ранжування і членами ряду, який складено із середніх значень.

$$S_e = (3.5-4)^2 + (6-4)^2 + (8.5-4)^2 + (2.5-4)^2 + (10.5-4)^2 = 69$$

Розрахуємо величину P_j за формулою:

$$P_j = (2^3 - 2) + (2^3 - 2) = 12$$

Визначимо коефіцієнти конкордації ранжування експертів:

$$W_e = \frac{12 \cdot 69}{(2^2(5^3 - 5) - 2 \cdot 12)} = 1.82$$

Перевіримо статистичну значущість коефіцієнта конкордації за χ^2 — критерієм Пірсона. Розраховане значення визначимо за виразом:

$$\chi_e^2 = 2(5 - 1) \cdot 1.82 = 14.56$$

При рівні значущості $\alpha = 0.01$ і ступені вільності $NU = NE - 1 = 4$. Табличне

$$\chi_e^2 > \chi_{e, \text{tabl}}^2.$$

значення $\chi^2 = 13.3$. Отже виконується умова

Таким чином, можна вважати узгодженим ранжування експертів при $\alpha = 0.01$.

Розрахуємо «ваги» думок експертів. Для визначення ваги думки експерта

$$\delta_i = a + c \sum_{j=1}^{KR} y_{ij}.$$

скористаємося рівнянням:

Мінімальна сума рангів дорівнює 2.5, а максимальна сума рангів = 9.5.

Розрахуємо коефіцієнти a і c за допомогою системи:

$$\delta_{\min} = a + c \cdot R_{\max}$$

$$\delta_{\max} = a + c \cdot R_{\min}$$

Звідси

$$1 = a + c \cdot 9.5$$

$$2 = a + c \cdot 2.5$$

Отже a і c дорівнюють

$$a = 33/14 = 2.35 \text{ і } c = -1/7 = -0.125$$

Оскільки четвертий експерт отримав найнижчий ранг, тому будемо присвоювати найбільшу вагу. Запишемо в таблицю 5.2.4.

Табл. 5.2.4.

Номер Експерта	Вага думки
Експерт 1	1.91
Експерт 2	1.6
Експерт 3	1.29
Експерт 4	2.04
Експерт 5	1.1625

Складемо перелік факторів ранжування, які показують найбільш критичну ситуацію.

Проведемо ранжування факторів. Експерти проводять ранжування факторів, які показують яка з ситуацій є найбільш критичною для даного процесу. Занесемо ранжування факторів в таблицю 5.2.5.

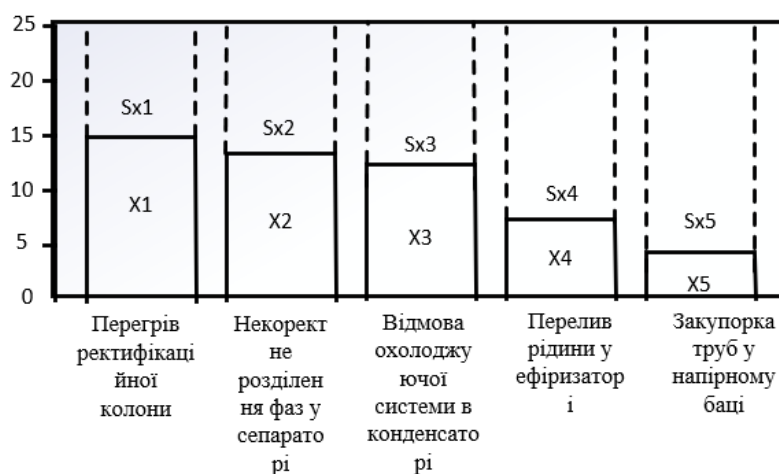
Табл. 5.2.5.

№ експерта\ Фактор	Перегрів ректифікацій ної колони	Перелив рідини у ефіризаторі	Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Експерт 1	1	4	3	4	2
Експерт 2	2	3	4	3	1
Експерт 3	5	2	1	4	3
Експерт 4	5	3	2	4	1
Експерт 5	1	2	2	3	4

Виконаємо перехід до нормального виду матриці рангів в таблиці 5.2.6. враховуючи факт, що декілька факторів набули одного і того ж рангу.

Табл. 5.2.6.

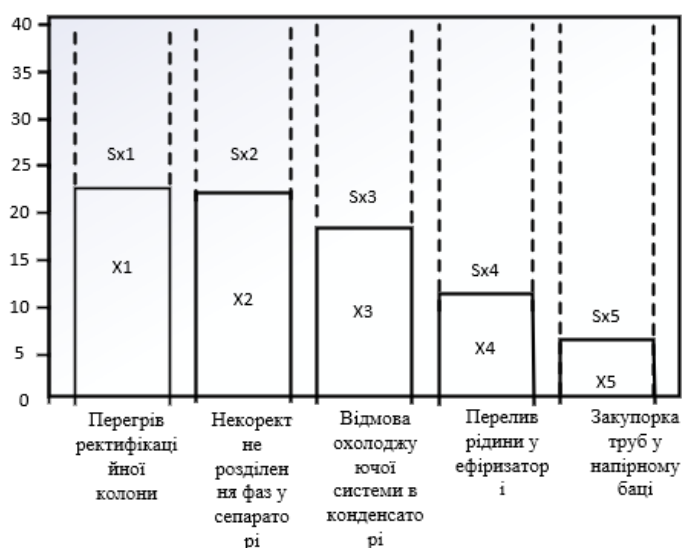
№ експерта\ Фактор	Перегрів ректифікаційної колони	Перелив рідини у ефіризаторі	Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Експерт 1	1	4,5	3	4,5	2
Експерт 2	2	3,5	5	3,5	1
Експерт 3	2	5	1	4	3
Експерт 4	4	3	2	5	1
Експерт 5	1	2,5	2,5	4	5
Сума	10	18.5	13.5	21	12



Тепер проведемо зважене ранжування факторів використовуючи ваги експертів. Запишемо зважені ранги в таблицю 5.2.7.

Табл. 5.2.7.

№ експерта\ Фактор	Перегрів ректифікаційної колони	Перелив рідини у ефіризаторі	Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі	t_v
Експерт 1	1,9125	8,6063	5,7375	8,60625	3,825	2
Експерт 2	3,2	5,6	8	5,6	1,6	2
Експерт 3	2,575	6,4375	1,2875	5,15	3,8625	0
Експерт 4	8,15	6,1125	4,075	10,1875	2,0375	0
Експерт 5	1,1625	2,9063	2,90625	4,65	5,8125	2
Зважена сума	17	29,663	22,0063	34,1938	17,1375	



В таблиці 5.2.7. підсумована сума зважених рангів по всіх експертах.

Найбільш суттєвий фактор — це перегрів ректифікаційної колони.

Тепер проведемо оцінку узгодженості ранжування факторів за аналогічною формулою. Знайдемо значення S_f :

$$S_f = \left(17 - \frac{120}{5}\right)^2 + \left(29,663 - \frac{120}{5}\right)^2 + \left(22,0063 - \frac{120}{5}\right)^2 + \left(34,1938 - \frac{120}{5}\right)^2 + \left(17,1375 - \frac{120}{5}\right)^2 = 236,05$$

Розрахуємо T_j для першого, другого та пятого рядка:

$$T_1 = (2^3 - 2) = 6$$

$$T_2 = (2^3 - 2) = 6$$

$$T_5 = (2^3 - 2) = 6$$

Тепер розрахуємо W_f :

$$W_f = \frac{12 \cdot 236,05}{\left((5^2 \cdot (5^3 - 5) - 18) \cdot \left(\frac{1}{5}\right) \cdot 14400\right)} = 0,329$$

Розрахуємо значення критерію Пірсона за формулою:

$$\chi_e^2 = 5(5 - 1) * 0,329 = 6,58$$

Табличне значення критерію Пірсона за рівнем значущості α і ступенем вільності $NF = K - 1 = 4$. Так для $\alpha = 0.95$ і $NF = 4$ маємо табличне значення 0.711. У цьому разі виконується умова.

$$\chi_f^2 > \chi_{f,tabl}^2,$$

Проведемо оцінювання методом попарного ранжування. Спершу всі експерти оцінюють більш значущі фактори одиницею, а менш — нулем. Подамо результат такого ранжування для кожного з експертів в таблицях 5.2.8-5.2.12:

Фактор	Перегрів ректифіка ційної колони	Перелив рідини у ефіризат орі	Відмова охолоджуюч ої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Перегрів ректифікаційної колони	-	1	1	1	1
Перелив рідини у ефіризаторі	0	-	0	0	0
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	0	1	-	1	0
Закупорка труб у напірному баці	1	0	0	-	0
Некоректне розділення фаз у сепараторі	0	1	1	1	-

Фактор	Перегрів ректифіка ційної колони	Перелив рідини у ефіризат орі	Відмова охолоджуюч ої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Перегрів ректифікаційної колони	-	1	1	1	0
Перелив рідини у ефіризаторі	0	-	1	1	0
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	0	0	-	0	0
Закупорка труб у напірному баці	0	0	1	-	0
Некоректне розділення фаз у сепараторі	1	1	1	1	-

Фактор	Перегрів ректифіка ційної колони	Перелив рідини у ефіризат орі	Відмова охолоджуюч ої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Перегрів ректифікаційної колони	-	0	0	0	0
Перелив рідини у ефіризаторі	1	-	0	1	1
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	1	1	-	1	1
Закупорка труб у напірному баці	1	0	0	-	0
Некоректне розділення фаз у сепараторі	1	0	0	1	-

Фактор	Перегрів ректифіка ційної колони	Перелив рідини у ефіризат орі	Відмова охолоджуюч ої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Перегрів ректифікаційної колони	-	0	0	0	0
Перелив рідини у ефіризаторі	1	-	0	1	0
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	1	1	-	1	0
Закупорка труб у напірному баці	1	0	0	-	0
Некоректне розділення фаз у сепараторі	1	1	1	1	-

Фактор	Перегрів ректифіка ційної колони	Перелив рідини у ефіризат орі	Відмова охолоджуюч ої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі
Перегрів ректифікаційної колони	-	1	1	1	1
Перелив рідини у ефіризаторі	0	-	1	1	1
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	0	0	-	1	1
Закупорка труб у напірному баці	0	0	0	-	1
Некоректне розділення фаз у сепараторі	0	0	0	0	-

Зсумуємо всі оцінки і сформуємо таблицю 5.2.13

Табл. 5.2.13.

Фактор	Перегрів ректифікаційної колони	Перелив рідини у ефіризаторі	Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі	Сума
Перегрів ректифікаційної колони	-	2	5	4	5	16
Перелив рідини у ефіризаторі	2	-	2	4	0	8
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	3	3	-	4	1	11
Закупорка труб у напірному баці	0	1	1	-	0	2
Некоректне розділення фаз у сепараторі	3	3	5	3	-	14

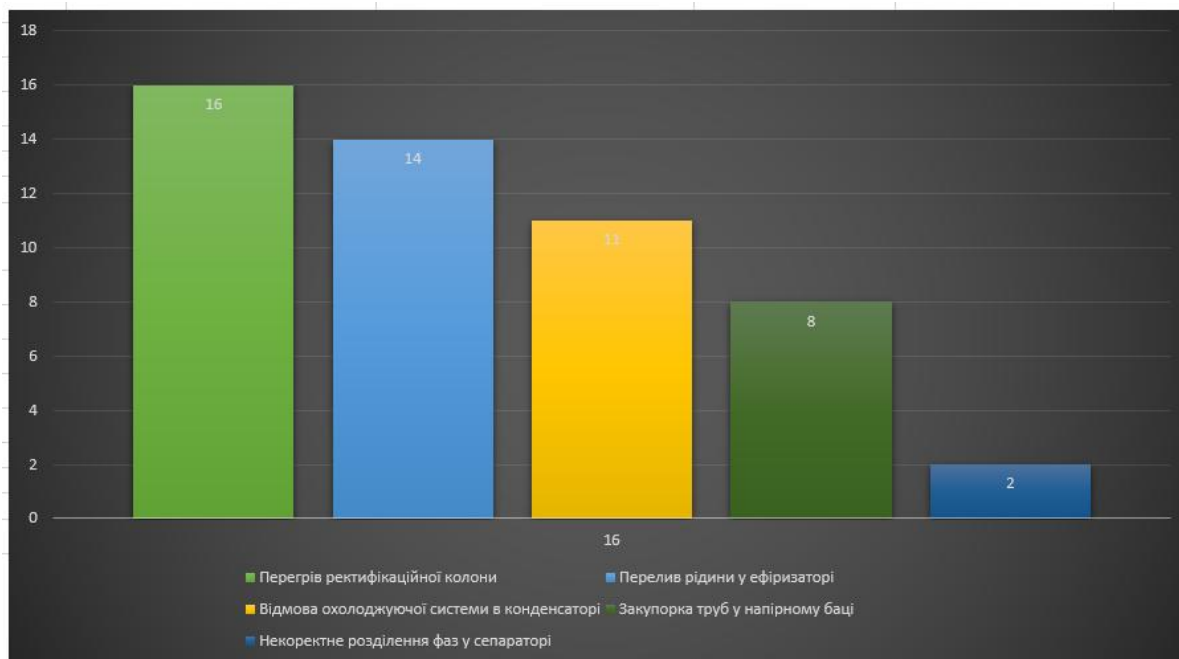


Рис. 5.2.1. Попарне ранжування без ваги

Врахуємо компетентність кожного експерта. Для цього перемножимо кожне значення таблиці на «вагу» думки відповідного експерта. Тобто для експерта 1 вага думки буде 1.91, для експерта 2 буде 1.6, для експерта 3 думка важить 1.29, думка експерта 4 важить 2.04 і для експерта 5 думка важить 1.1625.

Для визначення результату ранжування створимо нову таблицю 5.2.14 в яку ми занесемо суму всіх чисел, які знаходяться в комірці. Також підрахуємо суму чисел у всіх комірках для кожного рядку і запишемо в окрему колонку таблиці.

Табл. 5.2.14.

Фактор	Перегрів ректифікаційної колони	Перелив рідини у ефіризаторі	Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	Закупорка труб у напірному баці	Некоректне розділення фаз у сепараторі	Сума чисел у рядкові
Перегрів ректифікаційної колони	0,00	3,57	3,57	3,57	2,13	20,65
Перелив рідини у ефіризаторі	3,75	0,00	2,44	6,19	2,75	12,84
Відмова охолоджуючої системи в конденсаторі	3,75	2,44	0	6,19	2,75	15,13
Закупорка труб у напірному баці	4,88	0,00	1,44	0,00	1,00	7,32
Некоректне розділення фаз у сепараторі	3,75	4,88	5,88	2,75	0,00	17,26

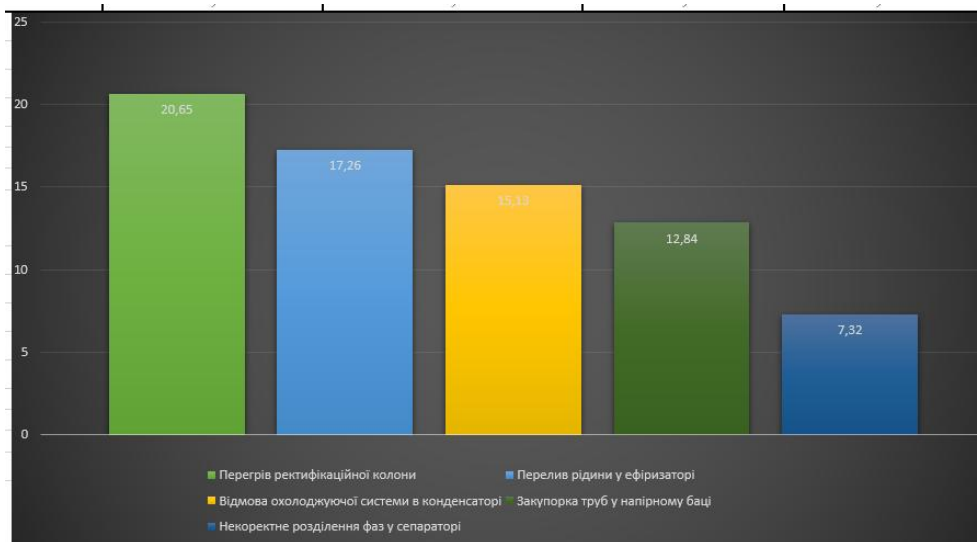


Рис. 5.2.2. Попарне ранжування з вагою

Найбільше значення має фактор «Пегрегів ректифікаційної колони», отже цей фактор можна вважати найбільш значимим.

Визначимо узгодженість ранжування використавши частину таблиці розташовану над головною діагоналлю.

Знайдемо значення W :

$$W = \frac{\left(4 * \left[1384.058 - 5 * 73.2 + \frac{5 * (5 - 1) * 5 * (5 - 1)}{4} \right] \right)}{(5 * (5 - 1) * 5 * (5 - 1))} = 11.1805$$

Тепер розрахуємо біноміальний коефіцієнт виду C :

$$C_5^2 = \frac{(5!)}{(2! (5 - 2)!)} = 10$$

Знайдемо Q :

$$Q = 335.76 - 5 * 73.6 + 10 * 10 = 67.76$$

Розрахуємо значення критерію Пірсона за формулою:

$$\chi_e^2 = \frac{4}{5 - 2} \left(67.76 - 0.5 * 10 * 10 * \left(\frac{5 - 3}{5 - 2} \right) \right) = 45.9$$

Кількість ступенів вільності:

$$NU = 10 * \left(\frac{(5(5 - 1))}{(5 - 2)^2} \right) = 22,2$$

При ступені вільності 22 та значенню $\alpha = 0.025$, табличне значення критерію Пірсона дорівнює 36.8, що задовольняє умову. Таким чином коефіцієнт узгодженості думок експертів вважається значущим.

5.3 Створення нечіткої системи керування

Нечіткі системи керування для процесу ректифікації у виробництві етилацетату надають низку важливих можливостей:

- 1. Гнучкість у змінних умовах.** У процесі виробництва етилацетату можливі коливання у складі вихідних компонентів (спирт, оцтова та сірчана кислоти) або у параметрах роботи ректифікаційної колони. Використання нечітких систем дозволяє ефективно адаптуватися до таких змін, забезпечуючи стабільність технологічного процесу та якість отриманого продукту.
- 2. Урахування складної природи процесу.** Ректифікація для отримання етилацетату є складним технологічним процесом, що характеризується нелінійною поведінкою. Нечіткі системи можуть працювати зі складними та нечіткими даними, що сприяє кращому регулюванню ключових параметрів, таких як температура кубового залишку та подача водяної пари.
- 3. Оптимізація продуктивності та якості.** Завдяки точному керуванню, можливо досягти підвищення якості отриманого етилацетату, зменшення витрат енергії та підвищення продуктивності виробничого процесу.
- 4. Скорочення витрат і зниження відходів.** Завдяки оптимальному керуванню температурою та витратою пари можна досягти економії сировини та зменшення кількості відходів. Це забезпечує раціональне використання ресурсів та зменшення негативного впливу на навколишнє середовище.

Технологічний об'єкт керування

Об'єктом є ректифікаційна колона, в якій відбувається синтез етилацетату. Як вхідні параметри використовуються суміш спирту, оцтової та сірчаної кислот. У колоні здійснюється розділення суміші:

- **Вихід.** Пари етилацетату, спирту та води.
- **Кубовий залишок.** Суміш оцтової кислоти та частини сірчаної кислоти.

Контрольні параметри:

- **Температура кубового залишку:** У межах 329 – 389 К.
- **Витрата водяної пари:** У діапазоні 0.1 – 0.366 м³/с.

Регулювання здійснюється за допомогою клапана, який змінює витрату пари залежно від температури кубового залишку.

Застосування нечіткої системи керування

Розробка нечіткої системи керування передбачає створення бази правил, які враховують залежність між температурою кубового залишку та витратою пари.

Така система дозволяє:

- Забезпечити стабільність процесу;
- Підвищити якість кінцевого продукту;
- Мінімізувати відхилення параметрів від оптимальних значень.

Схема керування представлена на рисунку 5.3.1, де наведено основні етапи регулювання.

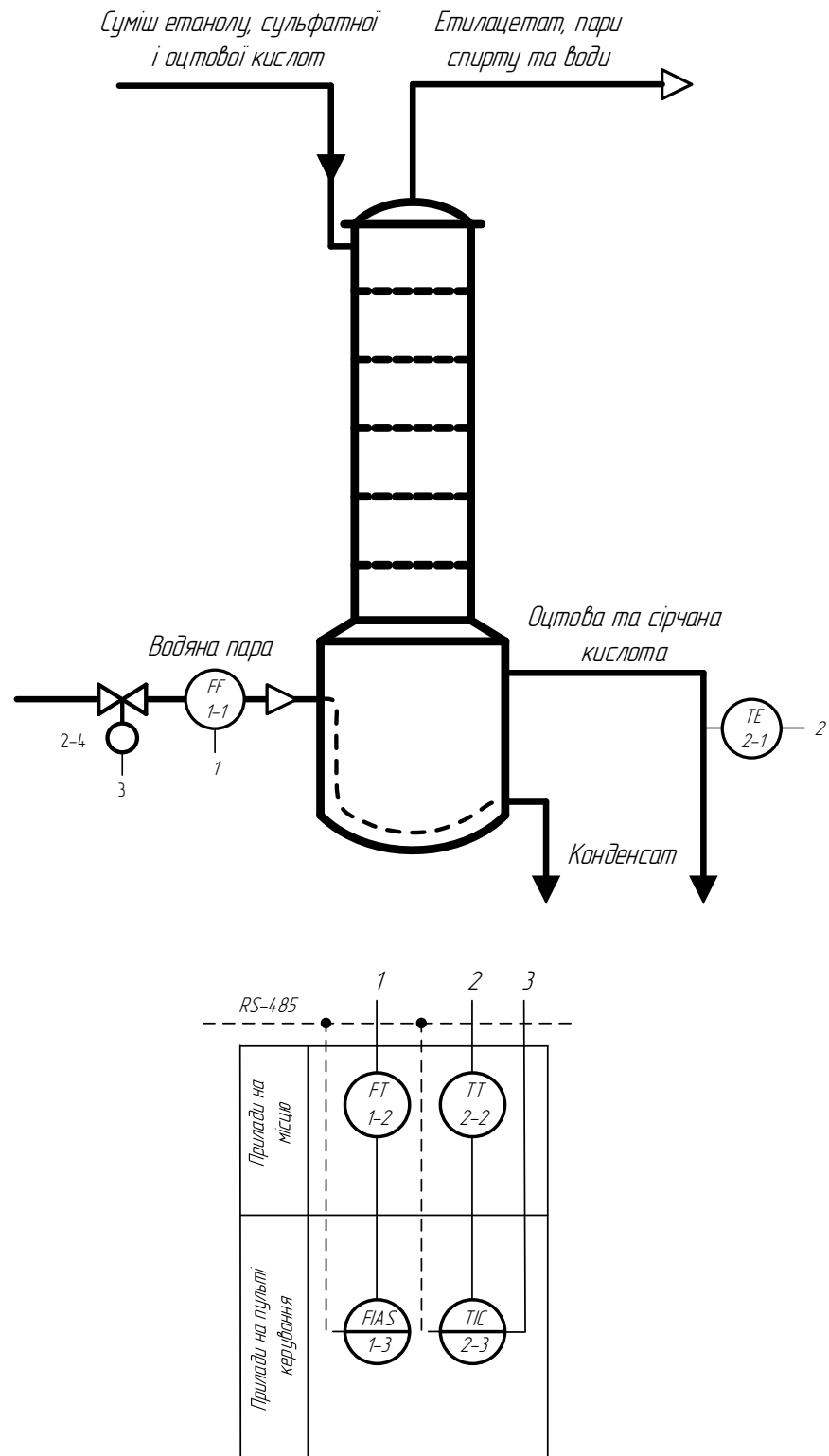


Рис. 5.3.1. Фрагмент схеми автоматизації з контуром керування температурою кубового залишку

Створимо систему в MatLab та зобразимо її на рисунку 5.3.2.

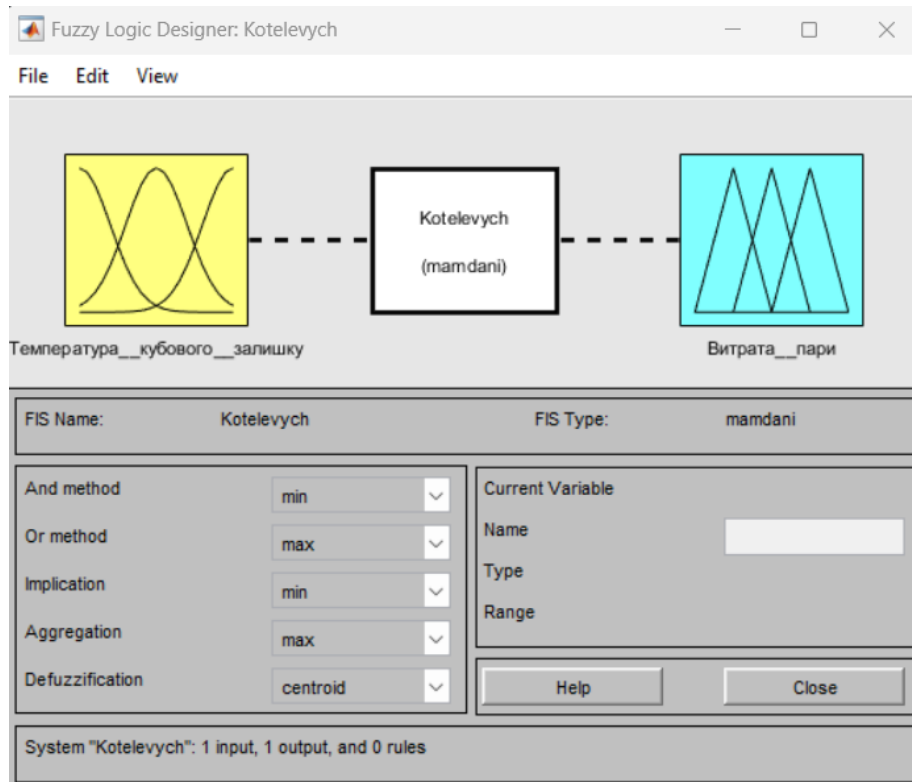


Рис. 5.3.2. Вид редактора FIS після надання нових імен змінних

Лінгвістичними змінними визначено температуру кубового залишку та витрату водяної пари.

Спочатку формуємо терми та функції належності для температури кубового залишку ($T_{куб}$), яка має оптимальне значення **359 К**. Для цієї змінної визначено три терми: «Низька», «Середня», «Висока».

Опишемо цю змінну:

Низька: $T_{куб} \in [335, 350]$

Середня: $T_{куб} \in [344, 374]$

Висока: $T_{куб} \in [368, 383]$

Запишемо функцію належності для терму «Низька»:

$$\mu_n(T_{куб}) = \begin{cases} 1, T_{куб} \leq 335 \\ \frac{350 - T_{куб}}{350 - 335}, 335 < T_{куб} < 350 \\ 0, T_{куб} \geq 350 \end{cases}$$

Запишемо функцію належності для терму «Нормальна»:

$$\mu_{\text{норм}}(T_{\text{куб}}) = \begin{cases} 0, T_{\text{куб}} \leq 344 \\ \frac{T_{\text{куб}} - 344}{374 - 344}, 344 < T_{\text{куб}} < 359 \vee 359 < T_{\text{куб}} < 374 \\ 1, T_{\text{куб}} \geq 374 \vee F_{\text{пара}} = 359 \end{cases}$$

Запишемо функцію належності для терму «Висока»:

$$\mu_{\text{в}}(T_{\text{куб}}) = \begin{cases} 0, T_{\text{куб}} \leq 368 \\ \frac{T_{\text{куб}} - 368}{383 - 368}, 368 < T_{\text{куб}} < 383 \\ 0, T_{\text{куб}} \geq 383 \end{cases}$$

Побудуємо графік функції належності для концентрації засобами Fuzzy Logic в Matlab:

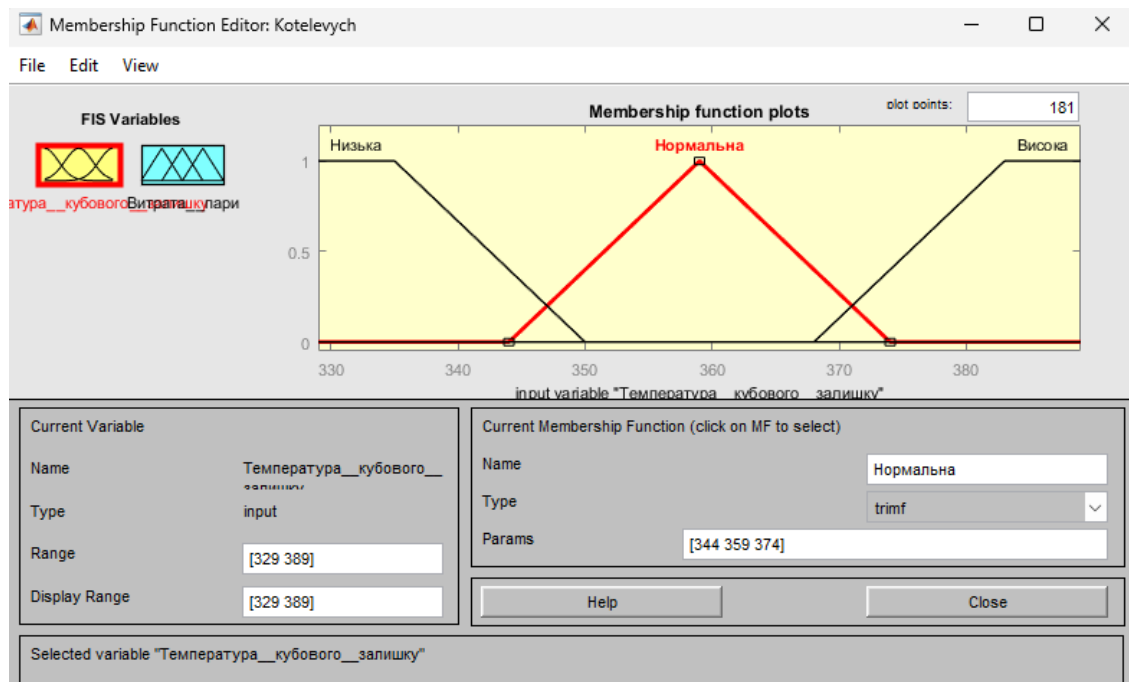


Рис. 5.3.3. Вигляд редактора функції належності після зміни назви термів і типу функції належності для першої вхідної змінної «Температура кубового залишку»

Лінгвістичними змінними визначено **витрату водяної пари** ($F_{\text{пара}}$). Її оптимальне значення становить **0.233 м³/с**. Для цієї змінної визначено терми: «Низька», «Нормальна», «Висока». Опишемо цю змінну:

Низька: $F_{\text{пара}} \in [0.162, 0.211]$

Середня: $F_{\text{пара}} \in [0.181, 0.285]$

Висока: $F_{\text{пара}} \in [0.255, 0.305]$

Функція належності для терму «Мала»:

$$\mu_n(F_{\text{пара}}) = \begin{cases} 1, F_{\text{пара}} \leq 0.162 \\ \frac{0.211 - F_{\text{пара}}}{0.211 - 0.162}, 0.162 < F_{\text{пара}} < 0.211 \\ 0, F_{\text{пара}} \geq 0.211 \end{cases}$$

Функція належності для терму «Нормальна»:

$$\mu_{\text{норм}}(F_{\text{пара}}) = \begin{cases} 0, F_{\text{пара}} \leq 0.181 \\ \frac{F_{\text{пара}} - 0.181}{0.285 - 0.181}, 0.181 < F_{\text{пара}} < 0.233 \vee 0.233 < F_{\text{пара}} < 0.285 \\ 1, F_{\text{пара}} \geq 0.285 \vee F_{\text{пара}} = 0.233 \end{cases}$$

Функція належності для терму «Велика»:

$$\mu_v(F_{\text{пара}}) = \begin{cases} 0, F_{\text{пара}} \leq 0.255 \\ \frac{F_{\text{пара}} - 0.255}{0.305 - 0.255}, 0.255 < F_{\text{пара}} < 0.305 \\ 0, F_{\text{пара}} \geq 0.305 \end{cases}$$

Побудуємо графік функції належності для витрати пари засобами Fuzzy Logic в Matlab:

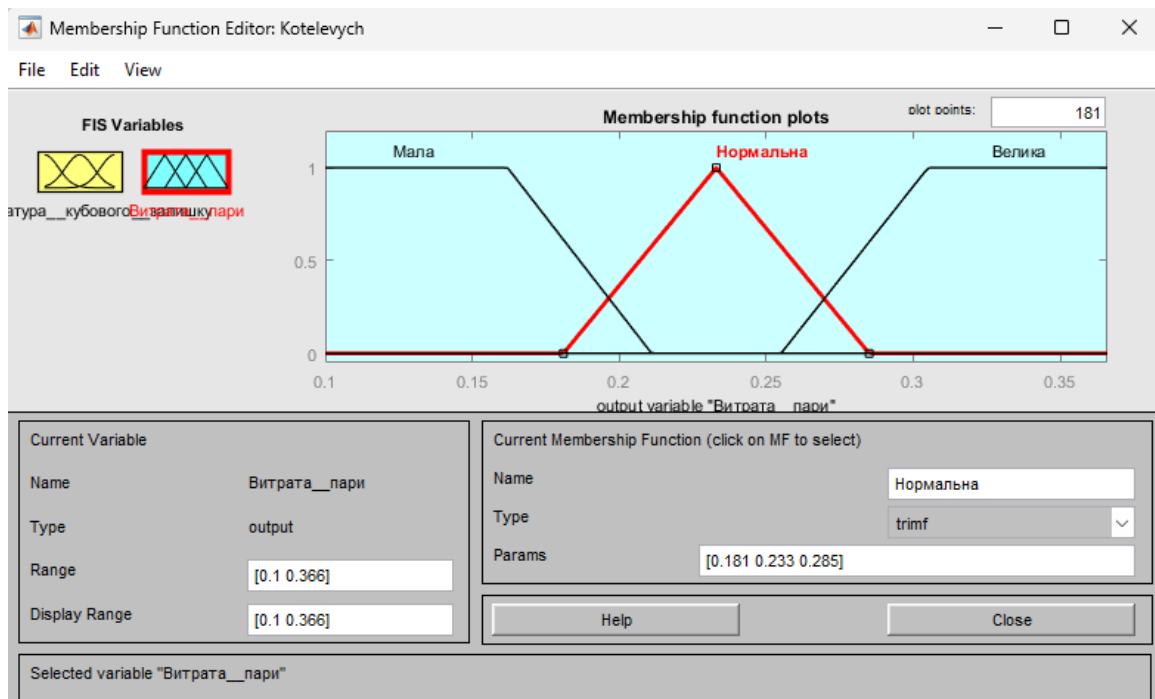


Рис. 5.3.4. Вигляд редактора функції належності після зміни назви термів і типу функції належності для першої вихідної змінної «Витрата конденсату»

Наступним кроком сформуємо нечіткі правила керування:

1. If (Температура кубового залишку is Низька) then (Витрата пари is Велика) (1)

2. If (Температура кубового залишку is Нормальна) then (Витрата пари is Нормальна) (1)

3. If (Температура кубового залишку is Висока) then (Витрата пари is Мала) (1)

Перейдемо в редактор бази знань RuleEditor. Для цього виберемо в меню Edit виберемо команду Edit rules та введемо правила бази знань. Для вводу правил необхідно обрати відповідні комбінацію термів та залежностей та натиснути Add rule.

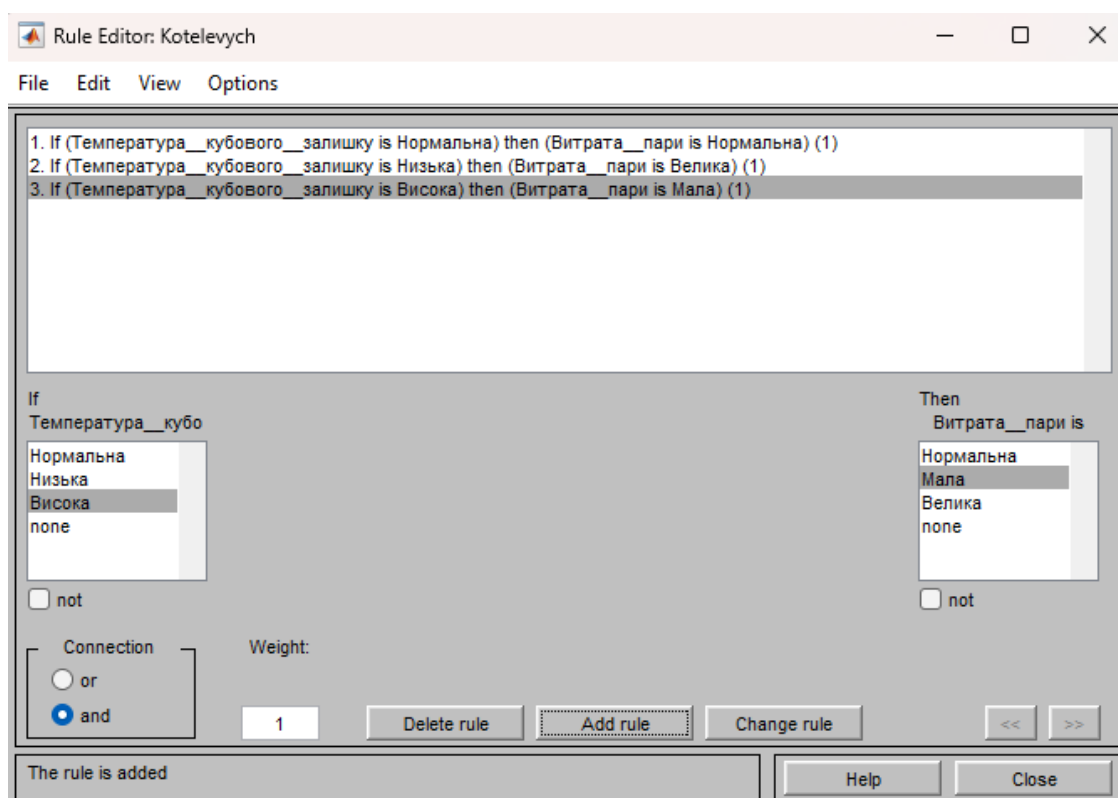


Рис. 5.3.5. Вигляд редактора правил нечіткого висновку після їх визначення

Дослідимо вплив правил за допомогою View Rules:

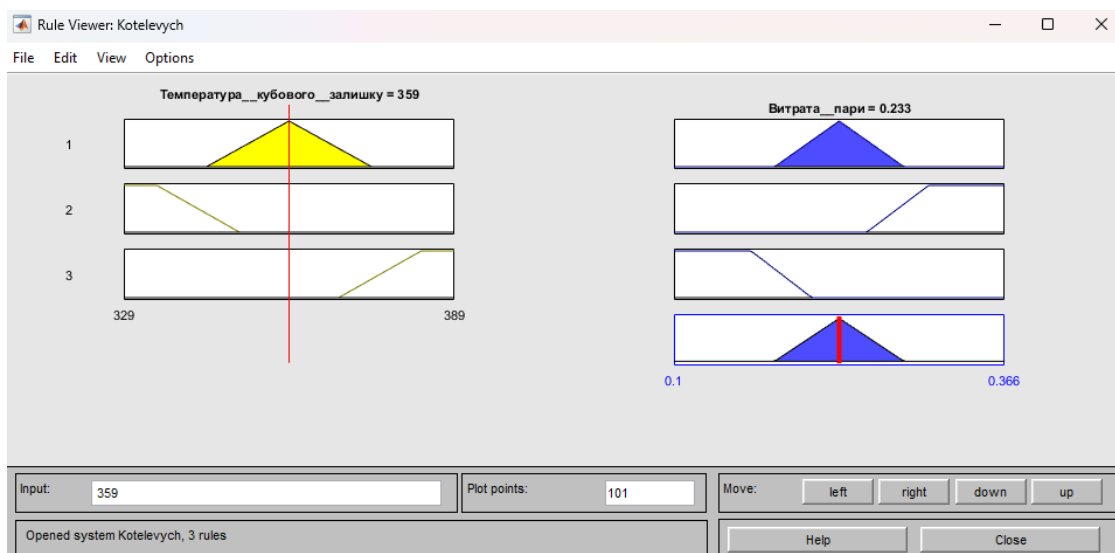


Рис. 5.3.6. Вигляд програми перегляду правил нечіткого висновку для значень вхідних змінних

Як можна побачити з рисунку 5.3.6, то при переміщенні червоної лінії та зміни вхідних змінних — змінюється значення вихідної змінної.

За допомогою View Surface виконаємо відображення поверхні нечіткого висновку.

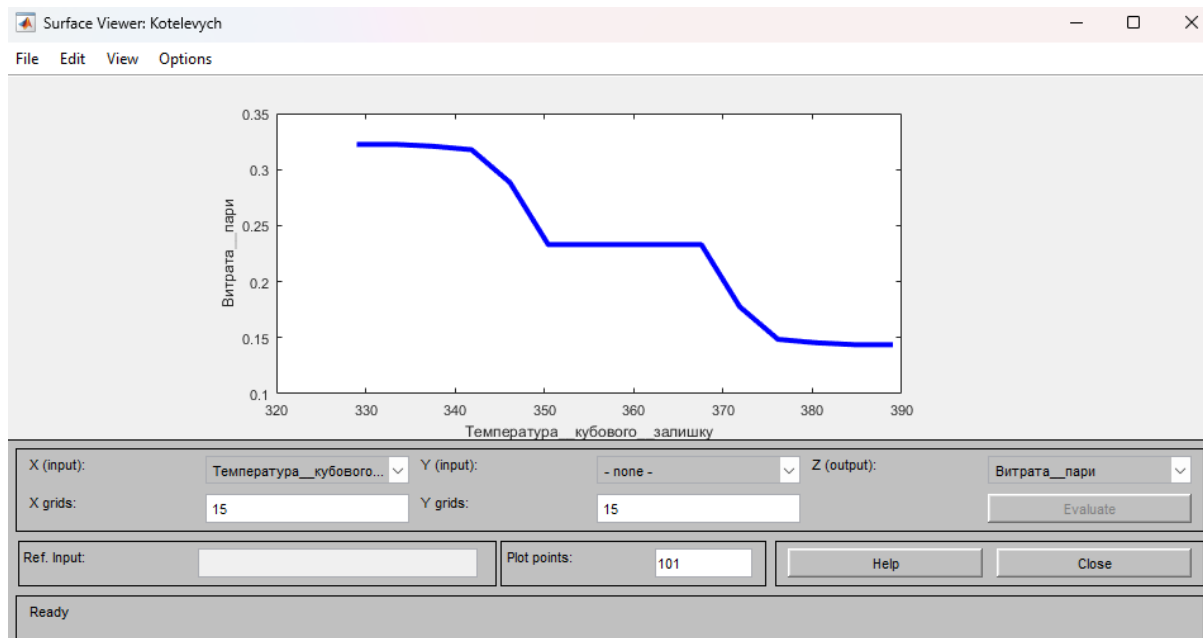


Рис. 5.3.7. Вікно перегляду поверхні нечіткого висновку

РОЗДІЛ 6

СТВОРЕННЯ СТАРТАП-ПРОЄКТУ

6.1 Ідея та опис стартап-проєкту

Стартап-проєкт «Vamiin's Labs» спрямований на створення онлайн-сервісу індивідуального супроводу учнів та студентів під час виконання навчальних завдань. Актуальність такої ідеї зумовлена зростанням навантаження на здобувачів освіти, ускладненням змісту навчальних програм, особливо на технічних спеціальностях, а також переходом значної частини освітнього процесу в дистанційний або змішаний формат. У цих умовах частина студентів потребує не стільки разового «розв'язання задачі», скільки системної підтримки під час підготовки лабораторних, курсових і дипломних робіт.

Основна ідея стартапу полягає у формуванні сервісу, який поєднує функції освітньої платформи, бюро навчальних консультацій та персонального тьютора. «Vamiin's Labs» пропонує користувачеві супровід на всіх етапах роботи із завданням: від аналізу умов і постановки цілей до підготовки до усного захисту роботи перед викладачем. Такий підхід дозволяє не лише отримати коректно виконане завдання, а й сформулювати у студента розуміння алгоритму розв'язання, структури звіту та вимог до оформлення.

Метою стартап-проєкту є підвищення якості індивідуальної навчальної підтримки шляхом надання доступних онлайн-консультацій, технічної допомоги та методичного супроводу для учнів старших класів і студентів. Місію проєкту можна сформулювати як «допомога у подоланні навчальних складнощів завдяки поєднанню фахових знань, цифрових технологій та індивідуального підходу».

Основний зміст діяльності «Vamiin's Labs» становлять такі напрями послуг:

- консультації щодо виконання лабораторних, розрахункових, курсових і дипломних робіт;
- допомога у структуризації завдань, підготовці планів і змісту робіт;
- пояснення теоретичного матеріалу, необхідного для розв'язання задач;

- підтримка під час підготовки до модулів, заліків, екзаменів;
- супровід до зарахування роботи (внесення правок за зауваженнями викладача).

Особливістю проєкту є акцент на технічних та інженерних спеціальностях, зокрема в галузі автоматизації технологічних процесів, моделювання об'єктів керування, аналізу перехідних характеристик, побудови схем автоматизації тощо. Це дозволяє органічно пов'язати стартап із тематикою даної магістерської роботи, у якій розглядаються питання автоматизації процесу отримання етилацетату та моделювання ефіризатора як об'єкта керування. У перспективі окремим напрямом платформи може стати блок консультацій з моделювання динамічних систем, налаштування регуляторів і аналізу стійкості систем керування.

З технічного погляду стартап передбачає створення онлайн-платформи, що включає:

- веб-сайт з особистим кабінетом користувача;
- інтеграцію з популярними месенджерами (наприклад, Telegram) для оперативного спілкування;
- внутрішню систему обліку замовлень та історії консультацій;
- модулі напівавтоматичної перевірки структури й оформлення робіт, а в подальшому – використання елементів штучного інтелекту для рекомендацій та аналізу типових помилок.

Ключову роль у стартапі відіграють консультанти-експерти, які мають досвід у відповідних галузях (математика, фізика, хімія, автоматизація, програмування тощо). Їхнє завдання полягає не лише у виконанні або перевірці роботи, а й у поясненні логіки розв'язання, підготовці студента до можливих запитань викладача, що особливо важливо під час захисту лабораторних та курсових робіт.

Цільову аудиторію «Vamiin's Labs» становлять:

- учні 10–11 класів, які готуються до ДПА та вступу до закладів вищої освіти;
- студенти бакалаврату та магістратури, передусім технічних спеціальностей;
- слухачі додаткових освітніх програм, які потребують індивідуальних консультацій.

Узагальнену характеристику ідеї стартап-проєкту доцільно подати у таблиці 6.1.1 «Опис ідеї стартап-проєкту “Vamiin’s Labs”», де можна виділити такі колонки, як: «Елемент» (місія, цільова аудиторія, формат послуг, технічна основа, конкурентні переваги), «Зміст» та «Практичний результат для користувача».

Табл. 6.1.1.

Елемент	Зміст	Практичний результат для користувача
Місія стартап-проєкту	Забезпечення індивідуального онлайн-супроводу учнів і студентів під час виконання навчальних завдань шляхом поєднання фахових знань, цифрових технологій та персонального підходу.	Студент отримує не лише виконання завдання, а й розуміння алгоритму його розв’язання, зниження навчального стресу та підвищення якості засвоєння матеріалу.
Цільова аудиторія	Учні 10–11 класів, студенти бакалаврату і магістратури (переважно технічних спеціальностей), а також слухачі додаткових освітніх програм, які потребують індивідуальних консультацій.	Широке коло користувачів має доступ до якісної допомоги, адаптованої до їхнього рівня підготовки та специфіки навчальних дисциплін.
Формат і види послуг	Онлайн-консультації щодо лабораторних, розрахункових, курсових і дипломних робіт; допомога у структуруванні завдань, пояснення теорії, підготовка до модулів, заліків та екзаменів; супровід до повного	Економія часу студента, підвищення шансів на успішний захист робіт, можливість отримати зрозуміле пояснення складних тем «мовою практики».

	зарахування роботи з урахуванням зауважень викладача.	
Технічна основа та інфраструктура	Веб-платформа з особистим кабінетом користувача, інтеграція з месенджерами (для оперативної комунікації), внутрішня система обліку замовлень та історії консультацій, база знань; у перспективі – модулі рекомендацій та аналізу типових помилок на основі штучного інтелекту.	Зручний доступ до сервісу 24/7, прозорість історії співпраці, стабільність і масштабованість роботи платформи незалежно від місця перебування користувача.
Консультанти-експерти	Команда фахівців (викладачі, аспіранти, практикуючі інженери) у галузях математики, фізики, хімії, автоматизації, програмування та суміжних дисциплін.	Користувач отримує кваліфіковану допомогу, що відповідає вимогам навчальних програм і реальним запитам викладачів та роботодавців.
Особливості для технічних спеціальностей	Окремий акцент на підтримці розрахунків і моделювання: побудова математичних моделей, аналіз динаміки та перехідних процесів, налаштування регуляторів, розробка схем автоматизації, робота з профільним програмним забезпеченням.	Студент не лише здає роботу, а й набуває компетентностей, необхідних для подальшої професійної діяльності в галузі автоматизації та ІТ.
Конкурентні переваги	Орієнтація не на разове виконання завдання, а на комплексний супровід до його зарахування; поєднання освітньої платформи та сервісу індивідуальних консультацій; гнучкий графік, швидка реакція, можливість повторних звернень і доопрацювань.	Формування довгострокових довірчих відносин із сервісом, розвиток у студента системного підходу до навчання та зменшення залежності від «разових рішень».
Перспективи розвитку	Розширення предметних напрямів, запуск мобільного додатка, інтеграція з іншими освітніми платформами;	Можливість користувача залишатися з платформою на різних етапах освітньої та

	вихід на ринок наукових і бізнес-консультацій (моделювання процесів, аналітика даних, підготовка технічної документації).	професійної траєкторії, доступ до ширшого спектра послуг у межах одного сервісу.
--	---	--

Таким чином, стартап-проект «Vamiin's Labs» є логічним продовженням тенденцій цифровізації освіти та зростання ролі індивідуальних освітніх траєкторій. Він поєднує інженерно-технічну компетентність, отриману в рамках підготовки фахівця з автоматизації, із реальними потребами ринку освітніх послуг і створює підґрунтя для подальшої техніко-економічної та ринкової оцінки, що буде наведена в наступних підрозділах.

6.2 Аналіз потенційних техніко-економічних переваг стартап-проекту

Техніко-економічні переваги стартап-проекту «Vamiin's Labs» зумовлені поєднанням сучасних цифрових технологій, гнучкої організації роботи та відносно невисокого рівня початкових інвестицій. Проект належить до сфери онлайн-освіти й консалтингу, що не потребує значних капіталовкладень у фізичну інфраструктуру, але дає змогу масштабувати діяльність за рахунок розширення клієнтської бази та залучення віддалених фахівців.

З технічного погляду, ключовою перевагою стартапу є використання хмарних сервісів та веб-платформи, що забезпечує доступ до послуг у режимі 24/7 незалежно від місця перебування користувача. Інтеграція з популярними месенджерами дозволяє організувати швидкий канал комунікації між студентом і консультантом, а внутрішня CRM-система – вести облік замовлень, історію консультацій, контролювати якість та своєчасність виконання робіт. У перспективі це створює підґрунтя для впровадження модулів аналітики та штучного інтелекту (наприклад, автоматичний аналіз типових помилок, рекомендації з покращення структури звітів тощо).

Технічною перевагою є також спеціалізація на підтримці інженерних та технічних дисциплін, де потрібні не тільки гуманітарні навички, а й володіння

математичним апаратом, методами моделювання, аналізу динаміки систем, розробки схем автоматизації. Використання знань з галузі автоматизації технологічних процесів (зокрема досвіду моделювання ефіризатора в рамках магістерської роботи) дозволяє сформувати унікальний для ринку набір компетентностей: від допомоги в розрахунках до супроводу при моделюванні складних об'єктів керування.

Економічні переваги стартапу пов'язані з низькою капіталоемністю та гнучкою структурою витрат. Значна частина витрат припадає на етап запуску (розробка платформи, придбання техніки, маркетинг), тоді як змінні витрати на одного додаткового користувача є порівняно невеликими. Орієнтовну структуру стартових інвестицій наведено в таблиці 6.2.1.

Табл. 6.2.1. Основні статті витрат на запуск стартап-проєкту «Vamiin's Labs»

№ з/п	Стаття витрат	Зміст	Орієнтовна сума, тис. грн
1	Розробка веб-платформи	Проектування, дизайн, фронтенд і бекенд-розробка, тестування, базова підтримка на етапі запуску	100
2	Хостинг, сервери, домен	Оренда серверних ресурсів, оплата доменного імені, налаштування інфраструктури (перший рік)	20
3	Комп'ютерна техніка для команди	Робочі станції для консультантів та адміністратора, периферія	180
4	Маркетинг і рекламна кампанія	Таргетована реклама, просування в соціальних мережах, промо-матеріали	150
5	Юридичні та організаційні витрати	Реєстрація підприємницької діяльності, юридичний супровід, первинне налаштування обліку	30
6	Резервний фонд та непередбачені витрати	Покриття можливих затримок запуску, додаткові налаштування, дрібні операційні витрати	50
	Разом		530

Як видно з таблиці 6.2.1, загальний обсяг початкових інвестицій оцінюється приблизно у 530 тис. грн. Для сервісу, що не потребує оренди великого офісу та складської інфраструктури, це є відносно невеликою сумою, особливо з огляду на потенціал зростання клієнтської бази.

Економічна модель стартапу базується на поєднанні разових оплат за послуги (Pay Per Use) та можливих пакетних тарифів (набір консультацій протягом місяця чи семестру). Середню вартість однієї консультації або виконання типового завдання можна прийняти на рівні, наприклад, 700–900 грн залежно від складності, терміновості та обсягу роботи. За умови залучення близько 150 замовлень на місяць із середнім чеком 800 грн, місячний дохід може становити близько 120 тис. грн. Після покриття заробітної плати консультантів, витрат на хостинг, маркетинг та податкових платежів, утворюється прибуток, якого за сприятливого сценарію достатньо для окупності стартових інвестицій протягом 1–1,5 років.

Додатковими економічними перевагами є:

- масштабованість – для збільшення обсягів надання послуг достатньо розширити команду консультантів та рекламний бюджет, без суттєвого збільшення капітальних витрат;
- гнучкий формат зайнятості – можливість залучення консультантів на часткову зайнятість або за проектним принципом знижує постійні витрати;
- диверсифікація доходів – окрім базових послуг, можлива монетизація через пакети підписки, спеціалізовані курси, співпрацю з навчальними закладами.

Окремо варто відзначити соціально-економічний ефект від реалізації стартап-проекту. Платформа сприяє підвищенню якості освіти, зменшенню навчального навантаження та стресу для студентів, розширює доступ до кваліфікованих консультацій незалежно від регіону проживання. Водночас стартап створює додаткові робочі місця для молодих фахівців і викладачів, які

можуть поєднувати наукову чи виробничу діяльність із консалтингом у межах платформи.

Таким чином, стартап-проект «Vamiin's Labs» має суттєві техніко-економічні переваги: сучасну цифрову інфраструктуру, спеціалізацію на складних технічних дисциплінах, невисокі стартові інвестиції та потенціал швидкого масштабування. Це дає підстави розглядати його як перспективний напрям підприємницької діяльності, що поєднує економічну доцільність із внеском у розвиток системи освіти.

6.3 Аналіз ринкових можливостей запуску стартап-проекту

Ринкові можливості стартап-проекту «Vamiin's Labs» визначаються загальними тенденціями розвитку ринку освітніх послуг, зростанням сегменту EdTech та поширенням дистанційного й змішаного формату навчання. Останніми роками спостерігається стабільне збільшення попиту на онлайн-курси, платформи для самоосвіти, сервіси індивідуальних консультацій, що пов'язано як із цифровізацією освіти, так і з посиленням конкуренції між студентами на ринку праці. У цих умовах зростає потреба в сервісах, які не просто надають теоретичний матеріал, а й допомагають студенту пройти весь шлях від постановки завдання до його успішного захисту.

Ключовими цільовими сегментами для «Vamiin's Labs» є:

- учні старших класів (10–11), які готуються до іспитів, ДПА та вступу до закладів вищої освіти;
- студенти технічних, природничих та гуманітарних спеціальностей, які мають значний обсяг лабораторних, розрахункових, курсових і кваліфікаційних робіт;
- слухачі додаткових освітніх програм, онлайн-курсів, а також молоді фахівці, яким потрібна допомога в підготовці технічної документації, звітів, презентацій.

Для кожного з цих сегментів характерні власні «больові точки»: дефіцит часу, складність навчального матеріалу, недоступність індивідуальних

консультацій викладача, невпевненість перед захистом робіт. Стартап-проект «Vamiin's Labs» орієнтується на задоволення цих потреб через гнучкий формат онлайн-супроводу, можливість звернення у зручний час та надання пояснень «мовою практики», а не лише академічними формулюваннями.

З метою систематизації ринкових можливостей узагальнені основні сегменти ринку, їх потреби та потенційні переваги від впровадження сервісу у вигляді таблиці 6.3.1.

Табл. 6.3.1. Основні сегменти ринку та можливості стартап-проекту
«Vamiin's Labs»

№ з/п	Сегмент ринку	Характерні потреби та проблеми	Можливості для стартап-проекту
1	Учні 10–11 класів	Складність програм шкільного курсу, підготовка до іспитів та ЗНО/НМТ, нестача індивідуальних пояснень	Надання доступних консультацій, допомога зі структурою розв'язання задач, підтримка під час підготовки до іспитів
2	Студенти технічних спеціальностей	Великий обсяг лабораторних і розрахункових робіт, складні розрахунки, моделювання, автоматизація процесів	Спеціалізована підтримка в галузі математичного моделювання, аналізу динаміки, налаштування систем керування
3	Студенти гуманітарних та економічних спеціальностей	Підготовка звітів, есе, курсових робіт, труднощі з оформленням та структуризацією матеріалу	Допомога у структурі роботи, підборі літератури, оформленні текстів відповідно до вимог закладу освіти
4	Студенти магістратури, аспіранти	Підготовка наукових статей, кваліфікаційних робіт, презентацій результатів досліджень	Консультації щодо побудови логіки дослідження, оформлення графіків, таблиць, презентацій, підтримка при підготовці захисту
5	Учасники онлайн-курсів та додаткових програм	Поєднання навчання з роботою, дефіцит часу, потреба в швидкому засвоєнні матеріалу	Гнучкий графік консультацій, таргетована допомога з конкретними завданнями, що входять до курсу
6	Освітні заклади та	Потреба в додаткових	Можливість партнерських програм,

	навчальні центри	інструментах підтримки студентів, підвищення успішності та привабливості програм	інтеграція сервісу як додаткового інструменту підтримки студентів
--	------------------	--	---

Важливим аспектом є аналіз конкурентного середовища. На ринку вже функціонують різноманітні сервіси на кшталт платформ виконання студентських робіт «під ключ», класичні онлайн-репетитори, тематичні телеграм-канали та чати швидких консультацій. Однак більшість таких рішень або орієнтовані на одноразове виконання завдання без глибокого пояснення, або зосереджені на підготовці до тестів із загальноосвітніх предметів. Натомість «Vamiin's Labs» позиціонується як сервіс повноцінного супроводу, що передбачає пояснення теорії, допомогу зі структурою роботи, підготовку до усного захисту та внесення правок згідно з вимогами викладача.

Окремим ринковим шансом є спеціалізація на технічних і інженерних дисциплінах, які традиційно вважаються «важкими» для студентів. Розуміння методів математичного моделювання, аналізу перехідних процесів, розробки схем автоматизації, налаштування регуляторів тощо формує конкурентну перевагу сервісу над платформами, що працюють переважно з гуманітарними дисциплінами. Це дозволяє зайняти нішу, де конкуренція поки що не така висока, як на ринку «типових» освітніх послуг.

Не менш важливими є географічні та мовні можливості стартапу. Оскільки сервіс працює в онлайн-форматі, він може обслуговувати користувачів з різних регіонів України та за її межами, а в перспективі – пропонувати консультації англійською мовою для іноземних студентів. Це відкриває доступ до ширшої клієнтської бази й дозволяє диверсифікувати ризики, пов'язані зі зміною кількості абітурієнтів чи студентів у межах окремої країни.

Оцінюючи ринкові можливості, варто також враховувати ризики та обмеження. До основних ризиків належать: сезонність попиту (зниження активності в літній період), висока конкуренція з боку існуючих сервісів

допомоги студентам, недовіра частини потенційних клієнтів до онлайн-послуг. Водночас ці ризики можуть бути пом'якшені завдяки підвищенню прозорості роботи сервісу (відгуки, рейтинги консультантів, гарантії доопрацювання), гнучкій ціновій політиці та акценту на реальній допомозі в навчанні, а не просто «продажі готових робіт».

Отже, аналіз ринкових можливостей показує, що стартап-проект «Vamiin's Labs» має реальні передумови для успішного запуску й розвитку. Поєднання зростаючого попиту на індивідуальний навчальний супровід, спеціалізації на складних технічних дисциплінах, онлайн-формату роботи та можливостей масштабування дозволяє розглядати проєкт як перспективний і конкурентоспроможний на сучасному ринку освітніх послуг.

6.4 Ринкові стратегії стартап-проекту

Ринкові стратегії стартап-проекту «Vamiin's Labs» визначають підходи до виходу на цільові сегменти, формування конкурентних переваг, встановлення цін, вибору каналів збуту та інструментів просування. В умовах високої конкуренції на ринку освітніх та консалтингових послуг ключовим завданням проєкту є не лише залучення клієнтів, а й формування стабільної довіри до сервісу, що забезпечить довгострокову взаємодію зі здобувачами освіти.

Базовою конкурентною стратегією для «Vamiin's Labs» є стратегія фокусованої диференціації. Вона передбачає орієнтацію не на весь освітній ринок, а на конкретні сегменти – учнів старших класів і студентів, передусім технічних спеціальностей, які потребують поглиблених консультацій з розрахунків, моделювання, автоматизації процесів. Диференціація досягається за рахунок поєднання індивідуального підходу, технічної компетентності консультантів та супроводу користувача «до зарахування роботи».

У межах маркетингового комплексу (4Р: продукт, ціна, розподіл, просування) для стартапу формуються такі стратегічні орієнтири, узагальнені в таблиці 6.4.1.

Табл. 6.4.1. Ключові параметри ринкової стратегії стартап-проекту
«Vamiin's Labs»

Елемент стратегії	Зміст рішень	Практична реалізація
Продукт (Product)	Онлайн-сервіс індивідуального супроводу навчальних завдань з акцентом на технічні дисципліни	Консультації щодо лабораторних, курсових, дипломних робіт, моделювання, автоматизації, підготовки до захисту
Ціна (Price)	Гнучке ціноутворення на основі моделі Pay Per Use та пакетних тарифів	Базова вартість за завдання/консультацію з урахуванням складності та терміновості; можливість пакетів послуг
Розподіл (Place)	Переважно прямі онлайн-канали доступу до сервісу	Веб-сайт, особистий кабінет, Telegram-бот, інтеграція з месенджерами, можливе впровадження мобільного додатку
Просування (Promotion)	Цифровий маркетинг із фокусом на цільові аудиторії, партнерства з освітнім середовищем	Таргетована реклама, соціальні мережі, участь у студентських заходах, партнерства з викладачами та освітніми платформами
Позиціонування	Сервіс повного супроводу навчальних завдань, орієнтований на якість, надійність та технічну компетентність	Формування бренду як «помічника у складних завданнях», використання кейсів успішних захистів і відгуків клієнтів
Розвиток (Growth)	Поступове розширення спектра послуг та вихід на нові сегменти	Додавання нових предметних напрямів, мов підтримки, партнерських програм і бізнес-консультацій

Стратегія продуктової політики передбачає поетапне нарощування функціональності сервісу. На початковому етапі основними продуктами є індивідуальні консультації з виконання лабораторних, розрахункових, курсових і дипломних робіт, з особливим акцентом на галузі автоматизації та технічних

дисциплінах. На подальших етапах планується додавання структурованих навчальних модулів, міні-курсів, шаблонів для оформлення робіт, а також інструментів напівавтоматичного аналізу звітів і моделей.

Цінова стратегія базується на поєднанні моделі разових оплат (Pay Per Use) з можливістю придбання пакетів послуг. Базова вартість залежить від складності завдання (шкільний рівень, бакалаврський, магістерський), обсягу роботи та терміновості виконання. Для термінових замовлень може застосовуватись підвищувальний коефіцієнт, а для постійних клієнтів – система знижок та бонусів (наприклад, знижка на наступну консультацію після певної кількості замовлень). Такий підхід забезпечує гнучкість для клієнтів і дає змогу збалансувати навантаження на команду консультантів.

Стратегія розподілу передбачає використання переважно прямих цифрових каналів взаємодії з клієнтами. Основним «входом» у сервіс є веб-сайт із формою замовлення та особистим кабінетом, де користувач може відстежувати статус своїх завдань, історію консультацій, отримувати матеріали й рекомендації. Додатково створюються Telegram-бот та канали в месенджерах, які спрощують подачу запиту, обмін файлами й оперативне інформування. У середньостроковій перспективі доцільним є розроблення мобільного додатку, що розширить зручність користування сервісом.

Комунікаційна (просувальна) стратегія орієнтована на використання інструментів цифрового маркетингу: таргетованої реклами в соціальних мережах, ведення тематичних сторінок (освітній контент, поради з підготовки до сесії, розбір типових помилок), співпраці з освітніми блогерами і студентськими спільнотами. Важливим елементом є формування позитивної репутації за рахунок реальних відгуків, кейсів успішних захистів робіт, прозорої політики доопрацювань і гарантій. Додатково можуть застосовуватись реферальні програми, коли існуючі клієнти отримують бонуси за рекомендацію сервісу друзям і одногрупникам.

У межах стратегії позиціонування «Vamiin's Labs» подається як сервіс, який не просто «виконує роботу», а допомагає студенту пройти весь шлях опанування матеріалу, зрозуміти логіку розрахунків, підготуватися до усного захисту. Ключові комунікаційні меседжі можуть містити акценти на економії часу, зменшенні стресу під час сесії, індивідуальному підході та спеціалізації на складних технічних завданнях. Важливим елементом позиціонування є демонстрація технічної компетентності й дотичності до реальних інженерних задач, зокрема в галузі автоматизації технологічних процесів.

Стратегії розвитку та масштабування передбачають поетапне розширення охоплення ринку. На першому етапі фокус робиться на українському ринку, насамперед на студентах технічних університетів і учнях старших класів. На другому етапі можливе підключення послуг англійською мовою для іноземних студентів, а також вихід на суміжні сегменти – підтримка аспірантів, молодих науковців, фахівців, які готують технічні звіти чи презентації для роботодавців. Довгострокова стратегія може включати створення B2B-напряму (співпраця з університетами, навчальними центрами, компаніями, що зацікавлені у підвищенні кваліфікації персоналу).

Для мінімізації ризиків передбачається адаптивний підхід до ринкових стратегій: постійний моніторинг попиту за предметними напрямками, коригування цінової політики залежно від сезону та навантаження, тестування нових форматів послуг (короткі інтенсиви, вебінари, групові консультації). Це дозволяє гнучко реагувати на зміни у зовнішньому середовищі й підтримувати конкурентоспроможність стартап-проєкту.

Отже, сформовані ринкові стратегії «Vamiin's Labs» забезпечують узгодженість між продуктом, ціновою політикою, каналами збуту та інструментами просування. Вони дають змогу ефективно працювати з обраними цільовими сегментами, формувати стійкі конкурентні переваги та поступово масштабувати діяльність стартапу як інноваційного суб'єкта ринку освітніх і консалтингових послуг.

Висновки до розділу 6

У цьому розділі було сформовано та обґрунтовано стартап-проект «Vamiin's Labs», спрямований на надання онлайн-супроводу учням і студентам під час виконання навчальних завдань. Показано, що ідея стартапу відповідає сучасним тенденціям цифровізації освіти, зростанню попиту на індивідуальні консультації та потребі у сервісах, які забезпечують не лише виконання роботи, а й формування в здобувачів освіти розуміння алгоритму розв'язання задач і підготовку до захисту. Особливістю проекту є орієнтація на технічні спеціальності, зокрема галузь автоматизації технологічних процесів.

Проведений аналіз техніко-економічних показників засвідчив, що стартап-проект є порівняно малокапіталоємним: основні витрати пов'язані з розробкою веб-платформи, придбанням комп'ютерної техніки та маркетинговою кампанією. Показано, що завдяки використанню хмарної інфраструктури та гнучкої моделі залучення консультантів можливе масштабування діяльності без суттєвого зростання капітальних витрат. Запропонована модель монетизації на основі разових оплат та пакетних тарифів забезпечує потенційну окупність стартових інвестицій у прийнятні строки.

У межах аналізу ринкових можливостей визначено основні цільові сегменти: учні старших класів, студенти бакалаврату й магістратури, слухачі додаткових освітніх програм, а також молоді фахівці, які потребують підтримки при підготовці звітів і технічної документації. Показано, що на ринку вже існує низка сервісів допомоги студентам, однак більшість із них орієнтовані на одноразове виконання робіт або переважно гуманітарні дисципліни. Стартап «Vamiin's Labs» займатиме нішу сервісу комплексного супроводу з акцентом на складні технічні завдання, що формує його конкурентну перевагу.

Розроблені ринкові стратегії стартап-проекту охоплюють вибір стратегії фокусованої диференціації, формування продуктового портфеля, гнучку цінову політику, використання прямих цифрових каналів збуту та інструментів цифрового маркетингу. Запропоновано підходи до позиціонування сервісу як

надійного партнера у вирішенні складних навчальних задач та окреслено напрями подальшого розвитку: розширення предметних напрямів, вихід на нові сегменти та можливість співпраці з освітніми установами.

У сукупності результати, отримані в цьому розділі, підтверджують ринкову доцільність і перспективність створення стартап-проєкту «Vamiin's Labs» та демонструють практичну реалізованість отриманих у роботі теоретичних і прикладних напрацювань у сфері автоматизації та цифрових освітніх сервісів.

ВИСНОВКИ

У магістерській дисертації виконано комплексне дослідження процесу етерифікації як об'єкта автоматизованого керування та розроблено систему керування, орієнтовану на підвищення ефективності, надійності й безпеки виробництва етилацетату. На основі аналізу фізико-хімічних властивостей етилацетату, сировинної бази й промислових методів його одержання обґрунтовано доцільність вибору технологічної схеми безперервного виробництва з використанням ефіризатора та ректифікаційних колон, що забезпечують необхідну якість продукту та можливість подальшої модернізації засобами автоматизації.

Дослідження технологічної схеми виробництва дозволило виділити ключові стадії, які визначають стабільність роботи установки: підготовку й дозування реагентів, реакційну зону, ректифікаційне розділення та контури рециркуляції. Для цих ділянок сформовано вимоги до системи вимірювання та регулювання основних параметрів – температури, тиску, рівня, витрат і складу сумішей. Окрему увагу приділено аналізу кінетичних закономірностей реакції етерифікації, теплових і масообмінних процесів у ефіризаторі, що дало змогу обґрунтувати вибір координат керування і параметрів, критичних для забезпечення стабільної якості етилацетату.

На основі проведеного аналізу розроблено схеми автоматизації технологічного процесу виробництва етилацетату. Побудовано функціональні схеми контурів регулювання температури кубового залишку, витрати суміші реагентів, рівня рецикуляту, а також схеми дистанційного керування й аварійного захисту електродвигунів. Запропонована структура системи керування забезпечує чіткий розподіл функцій між локальними контурами та верхнім рівнем, що створює передумови для подальшої інтеграції з комп'ютерно-інтегрованими системами управління підприємством.

Розроблено математичну модель ефіризатора, яка описує зміну температури та складу в часі з урахуванням основних теплових і масообмінних процесів. На

основі цієї моделі досліджено статичні та динамічні режими роботи об'єкта, отримано передатні функції каналів керування та збурення, побудовано перехідні характеристики. Проведений аналіз підтвердив наявність суттєвих запізнень і інерційності, що потребує ретельного вибору закону керування та параметрів регуляторів.

Для синтезу системи керування температурою кубового залишку використано класичні П, ПІ та ПІД-регулятори. Налаштування здійснювалось із залученням автоматизованих засобів MATLAB, а також методів Циглера–Ніколса та М-кола. Порівняння отриманих перехідних характеристик показало, що правильно налаштований ПІД-регулятор забезпечує прийнятний компроміс між швидкістю, перерегулюванням і точністю відпрацювання завдання, тоді як суто пропорційне чи пропорційно-інтегральне керування має гірші показники за однією або кількома з цих характеристик.

Подальший розвиток системи здійснено шляхом побудови оптимальних законів керування на основі математичної моделі об'єкта. Розглянуто програмне керування, лінійно-квадратичні закони з інтегральною складовою та керування за мінімальним часом при обмеженнях на керуючу дію. Числові експерименти показали, що застосування оптимального керування дозволяє зменшити час виходу на новий режим та інтегральні показники відхилення від завдання порівняно з класичними ПІД-регуляторами, однак вимагає більш точної моделі процесу та складнішої реалізації.

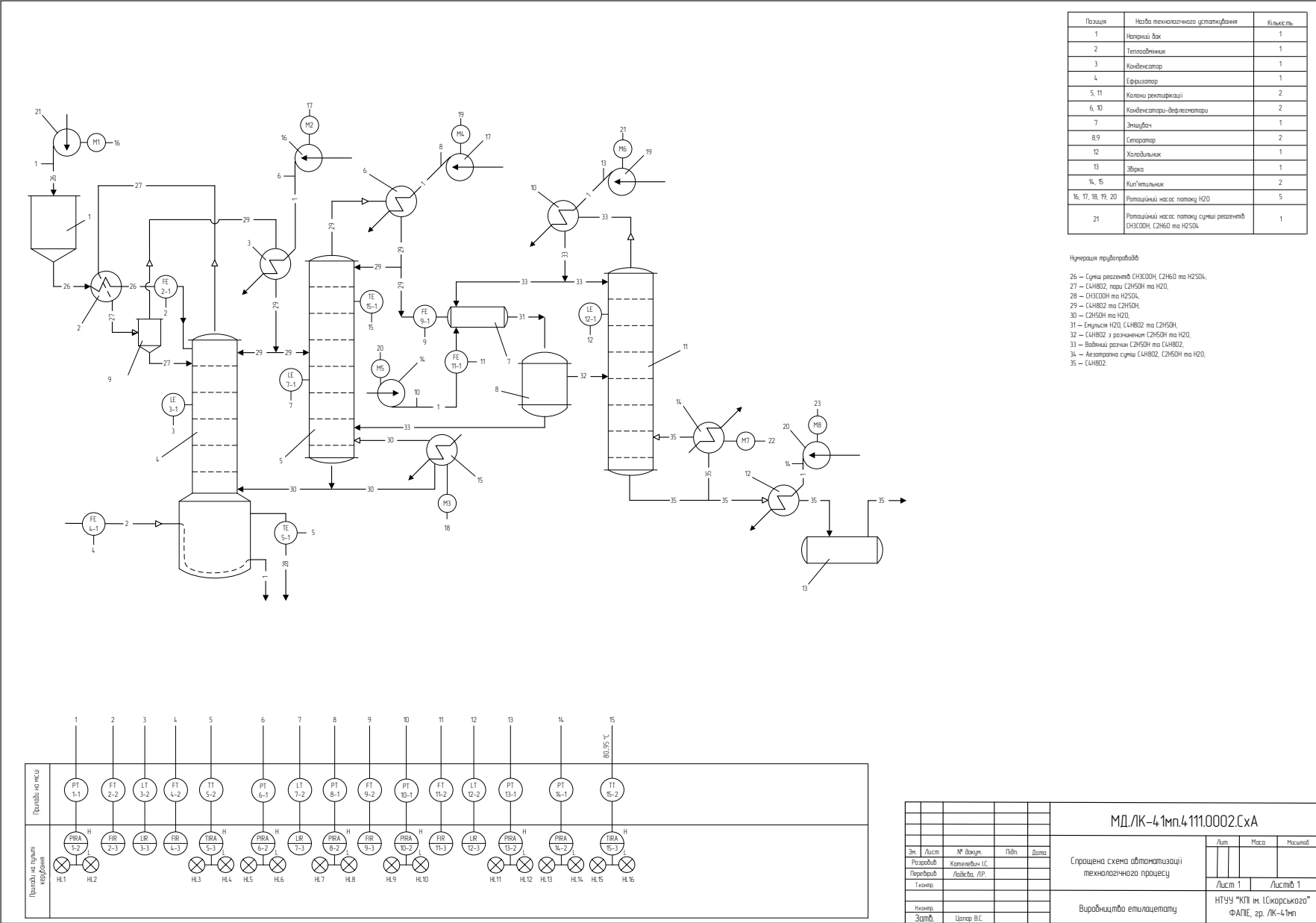
З урахуванням невизначеностей моделі й варіабельності режимів реальної установки запропоновано нечітку систему керування, побудовану на основі експертних правил. Розроблено структуру нечіткого регулятора, вибрано лінгвістичні змінні та функції належності, сформовано базу правил і виконано моделювання її роботи. Порівняльний аналіз показав, що нечіткий регулятор забезпечує підвищену робастність до зміни параметрів об'єкта та збурень, а якість перехідних процесів не поступається результатам, досягнутим методами оптимального керування.

У роботі також сформовано стартап-проект, присвячений впровадженню розробленої системи керування на промислових підприємствах. Проаналізовано техніко-економічні переваги запропонованого рішення, ринкові можливості та цільові сегменти, а також окреслено стратегії просування й комерціалізації. Це демонструє практичну значущість отриманих результатів і потенціал їх перетворення на реальний інженерний продукт.

Загалом у дисертаційній роботі показано, що поєднання детального математичного моделювання ефіризатора, сучасних методів синтезу систем керування та підходів до стартап-інжинірингу дозволяє створити ефективну, енергоощадну й адаптивну систему керування процесом етерифікації. Отримані результати можуть бути використані для модернізації існуючих виробництв етилацетату, впровадження інтелектуальних систем керування на нових установках, а також як основа для подальших досліджень у напрямі інтеграції математично-орієнтованого та нечіткого керування в рамках концепції «Індустрія 4.0» у хімічній промисловості.

Література

1. Оптимальне керування системами.: навч. посіб. для студ. спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» / Уклад.: Ладієва Л.Р; Електронне видання КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019 – 162 с.
2. Автоматизація технологічних процесів галузі – 2. Локальні системи автоматизації технологічних процесів та агрегатів : Метод. вказівки до викон. лабор. робіт для студ. напр. „Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології” / Уклад.: В.О. Самсонов, Д.О. Ковалюк, В.С. Цапар – К. : НТУУ ”КПІ“, 2012. – 24 с.
3. Этиловый спирт / В.М. Стабніков, П.М. Мальцев, І.М. Ройтер, Б.Д. Метюшов ; під ред. В.М. Стабнікова. - Київ : Держтехвидав, 1959. - 336 с.
4. Лукінюк, М. В. Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації : навч. пос. для студ. вищ. навч. закл. за напр. "Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології " / М.В. Лукінюк ; НТУУ"КПІ". - Київ : НТУУ "КПІ", 2008. - 236 с.
5. Буряков, В. Г. Комп'ютерне моделювання процесу ректифікації этилового спирту / В. Г. Буряков, І. В. Сергієнко, В. М. Головченко // Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях: тези доповідей Першої науково-практичної конференції з міжнародною участю, 12-16 травня 2008 року, м. Черкаси. – Черкаси: ЧДТУ, 2008. – С. 53-55.
6. Шевченко, О. Ю. Бедрик, О. В, Малета, В. М. Моделювання ректифікаційної колони з циклічним режимом роботи при виробництві етанолу. 2020.
<https://dspace.nuft.edu.ua/server/api/core/bitstreams/cc2711f0-b885-4e4c-866a-573412229869/content>
7. Циганков, П. С. Виробництво синтетичного спирту / П. С. Циганков, Г. Т. Маркіна. - Київ : Держтехвидав УРСР. 1958. - 87 с.



Специфікація устаткування, виробів і матеріалів

Позиція на схемі	Технологічний параметр	Середовище і місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва та характеристика	Тип моделі	Кількість	Завод-виробник
1	2	3	4	5	6	7	8	9
ПРИЛАДИ ТА УСТАТКУВАННЯ								
3-1	Рівень	Етилацетат, пари спирту та води	-	Ефіризатор 4	Радарний рівнемір; частота електромагнітного сигналу – 94 ГГц, ширина вимірювального променя 4 град.; максимальний діапазон вимірювання рівня 0,6...30 м, абсолютна похибка ± 1 мм, температура контролюваного продукту – не обмежена, робоча температура в місці встановлення датчика (- 60)...50 °C; $I_{\text{вих}} = 4...20$ мА	УЛМ-11	3	ЗАТ «Промислова група „Метран”», м. Челябінськ
7-1	Те саме	Етилацетат, спирт та вода	-	Ректифікаційна колона 5				

12-1	Те саме	Етилацетат з розчиненим спиртом та водою	-	Ректифікаційна колона 10				
5-1	Температура	Оцтова та сульфатна кислоти	-	Трубопровід 28	Термоперетворювач, типу ТСПУ, діапазон вимірювання 0...200 °С, основна похибка 0,7 %, $U_{\text{жив}} = 12...36$ В, $P = 50$ МПа, $L = 500$ мм, $I_{\text{вих}} = 4...20$ мА	ТСПУ–0289	2	НВО «Електротермія», м. Луцьк
15-1	Температура	Етилацетат, спирт та вода	80...95 °С	Ректифікаційна колона 5				
2-1	Витрата	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	-	Трубопровід 26	Діафрагма камерна, $P_y = 0,6$ МПа; $D_{\text{тр}} = 150$ мм; граничнодопустима основна похибка 1,5 %	ДКС 0,6–150	4	ВАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ

4-1	Те саме	Водяна пара	-	Трубопр овід 2				
9-1	Те саме	Етилацетат та спирт	-	Трубопр овід 29				
11-1	Те саме	Вода	-	Трубопр овід 1				
2-2	Те саме	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	-	Місцевий	Дифманометр безшкальний пневматичний із квадратичною функцією перетворення; матеріал чутливого елемента – сплав 36НХТЮ; $\Delta P_{\max} = 400$ кПа; температура повітря (- 50)...80 °С, відстань передачі сигналу за внутрішнього діаметру трубки 6 мм – 300 м, клас точності 1, $P_{\text{вих}} = 20 \dots 100$ кПа	13ДД1 1, мод. 720	4	ВО «Теплоприбор» , м. Рязань
4-2	Те саме	Водяна пара	-	Місцевий				

9-2	Те саме	Етилацетат та спирт	-	Місцевий				
11-2	Те саме	Вода	-	Місцевий				
1-1	Тиск	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	32 МПа	Місцевий	Вимірювальний тензоперетворювач надлишкового тиску, $P_{\max} = 40$ МПа, температура $5 \dots 50$ °С, матеріал мембрани – сплав 36НХТЮ, клас точності 0,25; $I_{\text{вих}} = 0 \dots 5$ мА	«Сапфір - 22ДИ», мод.2170	6	ВО «Геофізприлад», м.Івано-Франківськ
6-1, 8-1, 10-1, 13-1, 14-1	Те саме	Вода	38 МПа	Місцевий				
5-2	Температура	Оцтова та сульфатна кислоти	-	Місцевий	Перетворювач нормувальний, вхідні сигнали: $0 \dots 5$ мА, $4 \dots 20$ мА, а також від ТП НСХ В, К, L, S, R та ТО НСХ 50П,100П, 50М, 100М; клас точності 0,4 (0,5) – залежно від діапазону вимірювання ТП, ТО; $I_{\text{вих}} = 0 \dots 5$ ($4 \dots 20$ мА), $U_{\text{вих}} = 0 \dots 10$ В	П282	2	НВО «Електротермія», м. Луцьк

9-2	Те саме	Етилацетат та спирт	-	Місцевий				
11-2	Те саме	Вода	-	Місцевий				
1-1	Тиск	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	32 МПа	Місцевий	Вимірювальний тензоперетворювач надлишкового тиску, $P_{\max} = 40$ МПа, температура $5 \dots 50$ °С, матеріал мембрани – сплав 36НХТЮ, клас точності 0,25; $I_{\text{вих}} = 0 \dots 5$ мА	«Сапфір - 22ДИ», мод.2170	6	ВО «Геофізприлад», м.Івано-Франківськ
6-1, 8-1, 10-1, 13-1, 14-1	Те саме	Вода	38 МПа	Місцевий				
5-2	Температура	Оцтова та сульфатна кислоти	-	Місцевий	Перетворювач нормувальний, вхідні сигнали: $0 \dots 5$ мА, $4 \dots 20$ мА, а також від ТП НСХ В, К, L, S, R та ТО НСХ 50П, 100П, 50М, 100М; клас точності 0,4 (0,5) – залежно від діапазону вимірювання ТП, ТО; $I_{\text{вих}} = 0 \dots 5$ ($4 \dots 20$ мА), $U_{\text{вих}} = 0 \dots 10$ В	П282	2	НВО «Електротермія», м. Луцьк

3-3	Те саме	Етилацетат, пари спирту та води	-	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний прилад із блоком добування квадратного кореня; вхідні сигнали: 0...50 мВ, 0...100 мВ, 0...5 В, 0...10 В, 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ ТП – В, К, L, S; НСХ ТО – 50П, 100П, 50М, 100М; Р _{вих} = 20...100 кПа; граничнодопустима основна похибка показань 0,5 %, реєстрації 1 %	ДИСК-250В4	3	ЗАТ «Промислова група „Метран”», м. Челябінськ
7-3	Те саме	Етилацетат, спирт та вода	-	Щит керування				
12-3	Те саме	Етилацетат з розчиненим спиртом та водою	-	Щит керування				
5-3	Температура	Оцтова та сульфатна кислоти	-	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний прилад із блоком добування квадратного кореня, з пристроєм сигналізації; вхідні сигнали: 0...50 мВ, 0...100 мВ, 0...5 В, 0...10 В, 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ ТП – В, К, L, S; НСХ ТО – 50П, 100П, 50М, 100М; Р _{вих} = 20...100 кПа; граничнодопустима основна похибка показань 0,5 %, реєстрації 1 %	ДИСК-250В4	2	ЗАТ «Промислова група „Метран”», м. Челябінськ

15-3	Те саме	Етилацетат, спирт та вода	-	Щит керування				
2-3	Витрата	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	-	Щит керування	Прилад вторинний пневматичний показувальний, реєструвальний (система СТАРТ); Р _{вх} = 20...100 кПа, граничнодопустима основна похибка 0,5 %; Р _{живл} = 140 кПа, витрата повітря живлення 6,5 л/год	ФК007 1	3	АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва
4-3	Те саме	Водяна пара	-	Щит керування				

9-3	Те саме	Етилацетат та спирт	-	Щит керування				
1-2	Тиск	Суміш оцтової, сульфатної кислоти та етанол	-	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний прилад із блоком добування квадратного кореня, з пристроєм сигналізації; вхідні сигнали: 0...50 мВ, 0...100 мВ, 0...5 В, 0...10 В, 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ ТП – В, К, L, S; НСХ ТО – 50П, 100П, 50М, 100М; Р _{вих} = 20...100 кПа; граничнодопустима основна похибка показань 0,5 %, реєстрації 1 %	ДИСК-250В4	6	ЗАТ «Промислова група „Метран”», м. Челябінськ
6-2, 8-2, 10-2, 13-2, 14-2	Те саме	Вода	-	Щит керування				
ЕЛЕКТРОАПАРАТИ								

HL1, HL2, HL3, HL4, HL5, HL6, HL7, HL8, HL9, HL10, HL11, HL12, HL13, HL14, HL15, HL16	Сигналізація	-	-	Щит керуван ня	Лампа сигнальна світлодіодна (LED) з жовтим індикатором (матриця), $W_{\max} =$ 0,01 Вт, $U_{\text{ном}} = 230 \text{ В}$, 50 Гц, монтажна глибина ніші: 72,5 мм; кріплення на DIN-рейку	ЛС- 47М	16	ІЕК Україна, м. Вишневе Київська обл.
--	--------------	---	---	----------------------	---	------------	----	---

