

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

МР.АКПм-31.00.00.000 ПЗ

Група АКПм-24-1

Ілля Яблонський

2025

Міністерство освіти і науки України
Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу
Факультет автоматизації та енергетики
Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Яблонський Ілля Володимирович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК 681.5
(індекс)

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

Розроблення системи керування реактором у процесі каталітичного крекінгу з

(назва роботи)

псевдозрідженим шаром каталізатора на основі нечіткої логіки

Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(назва освітньої програми)

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

(шифр і назва спеціальності)

Консультант з нормоконтролю

асистент

(посада)

Л.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

Здобувач освітнього ступеня

АКПм-24-1

(шифр групи)

І.В. Яблонський

(ініціали та прізвище)

Науковий керівник

доцент, к.т.н.

(науковий ступінь, вчене звання) (підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

А.І. Лагойда

Допущено до захисту

Завідувач кафедри

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

А.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

Рецензент

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

І.І. Чигур

(ініціали та прізвище)

Робота містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу

(повне найменування закладу вищої освіти)

Факультет автоматизації та енергетики

Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Освітній рівень другий (магістерський)

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

(шифр і назва)

робототехніка

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри АКІТ

(А.І. Лагойда)

« » _____ 20 року

**З А В Д А Н Н Я
НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ**

Яблонський Ілля Володимирович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Розроблення системи керування реактором у процесі каталітичного крекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора на основі нечіткої логіки

керівник роботи Лагойда Андрій Іванович, к.т.н., доцент

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

затверджені наказом закладу вищої освіти від «10» листопада 2025 року № 699/7

2. Строк подання студентом роботи 08.12.2025

3. Вихідні дані до роботи Матеріали практик, науково-технічні журнали, довідники

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Вступ. 1. Розгляд технологічного процесу каталітичного крекінгу з використанням псевдозрідженого шару порошкоподібного каталізатора.

2. Дослідження та аналіз реактора як об'єкта керування. 3. Побудова системи управління для реактора. 4. Розробка системи автоматичного керування. Загальні висновки.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)

6. Консультанти розділів роботи

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

7. Дата видачі завдання 30.10.2024

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів магістерської роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Розгляд технологічного процесу каталітичного крекінгу з використанням псевдозрідженого шару порошкоподібного каталізатора	02.12.2025	
2	Дослідження та аналіз реактора як об'єкта керування	03.12.2025	
3	Побудова системи управління для реактора	04.12.2025	
4	Розробка системи автоматичного керування	05.12.2025	

Студент _____
(підпис)

Яблонський І.В.
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____
(підпис)

Лагойда А.І.
(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Магістерська робота на здобуття кваліфікації магістра за спеціальністю 174 - «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка» та освітньою програмою - «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології». - Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу. - Івано-Франківськ, 2025.

Магістерська робота присвячена розробці ефективної системи керування реактором під час проведення каталітичного крекінгу із псевдозрідженим шаром каталізатора.

У ході дослідження встановлено, що ключовим об'єктом технологічного процесу є реактор, що зумовило побудову загальної та спрощеної параметричних схем. Це підтвердило необхідність проведення досліджень за двома каналами регулювання: витрата газойлю, що надходить у реактор – концентрація бензину в потоці цільового продукту; витрата поверненого газойлю та бензину, що потрапляють у реактор - концентрація бензину в потоці цільового продукту.

Використовуючи нормальні параметри роботи установки та рівняння матеріальних балансів для газойлю, решти фракцій та бензину, були отримані диференційні рівняння динаміки зміни параметрів у часі, на основі яких визначено функції передач для досліджуваних каналів регулювання.

Здійснено синтез системи керування із застосуванням нечіткої логіки, а також із використанням ПІ- та ПІД-регуляторів, проведено аналіз стійкості розроблених систем автоматичного керування.

Крім того, розроблено основні проектні рішення щодо процесу автоматизації, включно з вибором комплексу технічних засобів автоматизації.

Ключові слова: реактор, процес, крекінг, регулювання, нечітка логіка, математична модель.

ANNOTATION

Master's thesis for obtaining a master's degree in specialty 174 - "Automation, computer-integrated technologies and robotics" and educational program - "Automation and computer-integrated technologies". - Ivano-Frankivsk National Technical University of Oil and Gas. - Ivano-Frankivsk, 2025.

The master's thesis is devoted to the development of an effective reactor control system during catalytic cracking with a fluidized bed of the catalyst.

During the study, it was established that the key object of the technological process is the reactor, which led to the construction of a general and simplified parametric scheme. This confirmed the need to conduct research on two control channels: gas oil flow entering the reactor - gasoline concentration in the target product stream; flow of returned gas oil and gasoline entering the reactor - gasoline concentration in the target product stream.

Using the normal operating parameters of the plant and the material balance equations for gas oil, other fractions and gasoline, differential equations of the dynamics of parameter changes over time were obtained, on the basis of which the transfer functions for the studied control channels were determined.

A control system was synthesized using fuzzy logic, as well as using PI and PID controllers, and a stability analysis of the developed automatic control systems was performed.

In addition, the main design solutions for the automation process were developed, including the selection of a set of technical automation tools.

Keywords: reactor, process, cracking, regulation, fuzzy logic, mathematical model.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ.....	9
ВСТУП.....	10
РОЗДІЛ 1	
РОЗГЛЯД ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ВИКОРИСТАННЯМ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ ПОРОШКОПОДІБНОГО КАТАЛІЗАТОРА.....	13
1.1. Мета та склад обладнання для установки каталітичного крекінгу із шаром псевдорозрідженого порошковоподібного каталізатора.....	13
1.2. Опис властивостей вихідної сировини, отриманих продуктів та вторинних матеріалів.....	15
1.3. Характеристика технічного обладнання в аспекті технічних параметрів.....	18
1.4. Опис процесу технології каталітичного крекінгу з використанням псевдорозрідженого шару порошковоподібного каталізатора.....	23
1.5. Хімічні взаємодії під впливом каталізатора на установці каталітичного крекінгу.....	26
1.6. Визначення параметрів управління.....	27
1.6.1. Температурний режим в реакторі.....	28
1.6.2. Регулювання тиску в реакторі.....	29
1.6.3. Регулювання об'ємної швидкості подачі сировини.....	29
1.6.4. Регулювання кратності циркуляції каталізатора.....	29
1.6.5. Регулювання глибини перетворення.....	30
1.6.6. Тривалість контакту між сировиною та каталізатором.....	31
1.6.7. Контроль якості сировини.....	32
1.6.8. Регулювання температури верха колони.....	32
1.6.9. Регулювання температури низа колони.....	33
1.6.10. Регулювання тиску в колоні.....	33

1.6.11. Регулювання рівня залишку.....	34
1.6.12. Регулювання витрати сировини у колону.....	34
1.6.13. Регулювання температури на тарілках виводу бокових фракцій.....	34
1.7. Постановка задачі.....	35

РОЗДІЛ 2

ДОСЛІДЖЕННЯ ТА АНАЛІЗ РЕАКТОРА ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ..... 37

2.1. Опис керованого об'єкта.....	37
2.2. Дослідження конфігурації та параметрів схеми реактора.....	38
2.3. Модель реактора в математичному вигляді.....	40
Висновки до розділу 2.....	47

РОЗДІЛ 3

ПОБУДОВА СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ДЛЯ РЕАКТОРА..... 48

3.1. Організація структури управлінської системи.....	48
3.2. Розробка системи керування за допомогою нечіткої логіки.....	48
3.3. Обчислення налаштувань параметрів для одноконтурної системи автоматичного керування.....	54
3.3.1. Обчислення параметрів одноконтурної системи з регулятором типу ПІ.....	55
3.3.2. Обчислення параметрів одноконтурної системи з регулятором типу ПІД.....	56
3.4. Встановлення стійкості систем автоматичного керування.....	57
3.4.1. Процес дослідження стійкості одноконтурної САК з ПІ-регулятором	59
3.4.2. Процес дослідження стійкості одноконтурної САК з ПІД-регулятором.....	59
3.5. Аналіз параметрів ефективності системи автоматичного керування.....	60
3.5.1. Створення графіків перехідних характеристик для одноконтурної системи автоматичного керування.....	60

Висновки до розділу 3.....	62
РОЗДІЛ 4	
РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ.....	63
4.1. Створення функціональної схеми системи автоматизації.....	63
4.2. Підбір засобів автоматизації.....	65
4.3. Створення принципової електричної схеми.....	71
Висновки до розділу 4.....	72
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	73
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	74
ДОДАТКИ.....	76

**ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ,
СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ**

ФСА - функціональна схема автоматизації.

САК - система автоматичного керування.

ПЕОМ - персональна електронна обчислювальна машина.

ТЗА - технічні засоби автоматизації.

ВСТУП

Актуальність теми. Отримання високооктанових фракцій бензину та більш важких дистилатів, що утворюються під час атмосферної та вакуумної перегонки нафти, є ключовою метою установки каталітичного крекінгу. Значення каталітичного крекінгу в псевдорозрідженому шарі та його роль постійно зростають через потребу підвищення ефективності нафтопереробки, що проявляється у збільшенні виходу світлих продуктів із перероблюваної сировини. Відповідно, зростання виробництва світлих нафтопродуктів зумовлює підвищення потужності установок каталітичного крекінгу, а також гідрокрекінгу та коксування.

У цьому контексті науково-прикладною задачею є розробка системи автоматичного керування реактором, який функціонує в складі установки каталітичного крекінгу з псевдорозрідженим шаром каталізатора.

Мета і завдання дослідження.

Метою даної магістерської роботи є підвищення ефективності технологічного процесу каталітичного крекінгу через автоматизоване регулювання параметрів реактора в межах встановлених обмежень.

Для досягнення цієї мети передбачено реалізацію наступних ключових завдань:

- Дослідження об'єкта управління та визначення каналів автоматичного регулювання.
- Визначення необхідних функцій передачі для обраних каналів регулювання.
- Синтез ефективної системи автоматичного керування та проведення аналізу її стійкості.
- Розробка комплексних проектних рішень для реалізації системи.

Об'єктом дослідження є дослідження процесу каталітичного крекінгу з застосуванням псевдорозрідженого шару каталізатора.

Предметом дослідження є розробка математичних моделей та застосування

алгоритмів керування технічними пристроями з використанням відповідних модельних методик.

Методи дослідження. У ході наукових експериментів застосовуються методи математичного моделювання та імітаційного моделювання процесу автоматичного регулювання, що спираються на аналіз статичних і динамічних характеристик.

Новизна отриманих результатів полягає у такому:

- Після визначення реактора як основного об'єкта технологічного процесу були побудовані загальна та спрощена параметричні схеми, що продемонстрували необхідність досліджень у двох каналах регулювання: перший – витрата газойлю, що подається в реактор, та концентрація бензину у цільовому продукті; другий – витрата рециркульованого газойлю та бензину, що надходять у реактор, та концентрація бензину у цільовому продукті.

- Для математичного моделювання технологічних процесів у реакторі на основі нормальних параметрів роботи установки були застосовані рівняння матеріального балансу для газойлю, фракцій та бензину. Це дозволило сформулювати диференційні рівняння динаміки змін параметрів у часі та визначити функції передач для досліджуваних каналів регулювання.

- Виконано синтез системи керування із застосуванням нечіткої логіки та ПІ і ПІД регуляторів. Розроблені схеми автоматичного керування отримали оптимальні налаштування регуляторів, а також проведено аналіз стійкості створених систем.

- Розроблено основні проектні рішення, що стосуються процесу автоматизації, включно з вибором комплексу технічних засобів для реалізації автоматизації.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами, грантами. Тема магістерської роботи глибоко відповідає вимогам Закону України "Про пріоритетні напрямки розвитку науки і техніки", конкретно статті 7, пункту 6, що розглядає "Нові технології та ресурсозберігаючі технології в енергетиці, промисловості та агропромисловому комплексі". Автор має важливий внесок в

реалізацію держбюджетної науково-дослідної роботи кафедри Автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу (ІФНТУНГ), діючи в рамках основного напрямку наукової школи "Автоматизоване управління технологічними процесами на основі методів нечіткої логіки і штучних нейромереж" (сертифікат № 3 від 2007 р.). Основу для проведення досліджень у даній роботі становлять результати науково-дослідних проектів за державними темами, таких як "Синтез комп'ютерних систем та розробка програмного забезпечення для об'єктів нафтогазового комплексу" та "Науково-організаційні засади нарощування видобутку вітчизняних нафти і газу та диверсифікації постачання енергетичних ресурсів для підвищення енергетичної безпеки України" (ДР № 011U605890 та ДР № 0115U007099 відповідно).

Практичне значення отриманих результатів. Математичні моделі та системи автоматичного керування, розроблені в межах цієї магістерської роботи, забезпечують ефективне вирішення завдань автоматичного регулювання технологічного процесу каталітичного крекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора. Результати досліджень слугують фундаментом для формулювання інженерних рішень, спрямованих на підвищення ефективності та надійності автоматизованої системи управління цим процесом.

Структура та обсяг магістерської роботи. Магістерська робота складається із вступу, чотирьох розділів, висновків, списку використаних джерел та 4 додатків. Повний обсяг магістерської роботи становить 84 сторінки: обсяг основного тексту - 73 сторінки, 21 рисунок, 2 таблиці; список використаних джерел, що включає 17 найменувань та займає 2 сторінках; 4 додатки на 9 сторінках.

РОЗДІЛ 1

РОЗГЛЯД ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ВИКОРИСТАННЯМ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ ПОРОШКОПОДІБНОГО КАТАЛІЗАТОРА

1.1. Мета та склад обладнання для установки каталітичного крекінгу із шаром псевдорозрідженого порошковоподібного каталізатора

Основна мета каталітичного крекінгу полягає в отриманні компонентів бензину високого октанового числа та більш важких дистилатів, які виникають під час атмосферної та вакуумної перегонки нафти. Процес каталітичного крекінгу відбувається при температурі від 470 до 550 °С, тиску до 0,27 МПа у відстійній зоні реактора, і об'ємній швидкості подачі сировини, яка залежить від конфігурації системи, від 1 до 120 м³/с. У якості каталізатора для крекінгу найчастіше використовують алюмосилікатні сполуки.

Внаслідок каталітичного крекінгу нафтової сировини утворюються сполуки, які відрізняються від початкових за фізико-хімічними властивостями. Каталітичний крекінг є типовим прикладом гетерогенного каталізу, де реакції відбуваються на межі двох фаз - твердої (каталізатор) і парової або рідкої (сировина). Таким чином, структура і поверхня каталізатора мають вирішальне значення. Процес каталітичного крекінгу можна представити у вигляді послідовності етапів:

- перехід сировини на поверхню каталізатора (зовнішня дифузія);
- внутрішня дифузія молекул сировини в пори каталізатора;
- хімічні реакції на каталізаторі;
- на активних центрах каталізатора хемосорбція молекул сировини;
- десорбція продуктів крекінгу та непрореагованої сировини з поверхні та їх дифузія з пор каталізатора;
- виведення продуктів крекінгу та нерозчиненої сировини із зони процесу реакції.

Залежно від режиму функціонування установки, якості вихідної сировини та ступеня дискретності каталізатора, важливу роль у процесі можуть відігравати дифузійні і абсорбційні процеси, які можуть бути більшими чи меншими. Загальна швидкість такого процесу визначається швидкістю найповільнішої стадії. При підвищених температурах, коли швидкість реакції на поверхні каталізатора велика, процес відбувається в області дифузії. Зменшення температури призводить до більш суттєвих змін у швидкості хімічної реакції, ніж у дифузії, тому існує область температур, де швидкість дифузійних і хімічних процесів взаємодіють. Ця область вважається перехідною. За середніх температур крекінгу рішення визначається кінетикою, тобто процес протікає в області кінетики. Залежно від конкретної області протікання процесу для його інтенсифікації необхідно або збільшити температуру, або прискорити подачу сировини на поверхню каталізатора.

Ключовим показником ефективності роботи установки є глибина крекінгу або ступінь перетворення сировини, що вказує на те, яка частина вихідної сировини перетворюється у бензин, газ і кокс. Таким чином, глибина перетворення визначається у відсотках від кількості отриманих газойлів, при чому 100% відповідає повному перетворенню.

При одноступінчатому крекінгу глибина перетворення зазвичай становить приблизно 50-55% за масою. Однак у випадку глибоких форм крекінгу та використання вищякісної сировини (з рециркуляцією газойлів) цей показник може досягати значення до 90% (за масою).

Важливо відзначити, що каталітичний крекінг у порівнянні із термічним характеризується меншим виходом етану, метану й олефінів, а також високим виходом вуглецю C_3 і C_4 (особливо ізобутену), і відповідно бензинів, які мають високе октановим числом (до 82 за методом дослідження і до 93 за моторним методом без етилової рідини). Це є основною перевагою каталітичного крекінгу порівняно з термічним.

Об'єм каталітичного крекінгу у псевдорозрідженому шарі та його важлива роль зростає внаслідок необхідності удосконалення переробки нафти, тобто підвищення виходу світлих продуктів з оброблюваної сировини. Таким чином,

збільшення вибору світлих нафтопродуктів вимагає зростання потужності каталітичного крекінгу, а отже, гідрокрекінгу та коксування. У країнах, де вибір світлих нафтопродуктів з нафти є обмеженим, розвиток каталітичного крекінгу є обмеженим.

Установка каталітичного крекінгу з псевдорозрідженим шаром каталізатора включає наступні блоки: реакторний (реактор та регенератор, з'єднані транспортними лініями), блок розділення (основна колона, відпарні колони, газоводороздільник) та блок нагрівання (піч, теплообмінники, холодильники).

1.2. Опис властивостей вихідної сировини, отриманих продуктів та вторинних матеріалів

Основним джерелом сировини для установки каталітичного крекінгу являються прямогінні, атмосферні а також вакуумні дистиляти, отримані під час первинної перегонки нафти. Рідше використовують дистиляти від коксування, деасфальтизати та вторинні продукти виробництва масел а також парафіну. Навіть при змішуванні мазутів крекінг з значною кількістю газойлів, не є загальнопоширеним явищем, головним чином через великий викид коксу та високий вміст мазутів у металах, що вже були використані каталізаторами.

За фракційним складом, сировину можна розділити на чотири групи: дистилятну, важку, легку, широкого фракційного складу і проміжну. Зазвичай сировину класифікують у дві групи: легку сировину (керосиново-дизельна фракція), яку піддають обробці на двох етапах для отримання компоненту авіаційного бензину та малосірчатої нафти при атмосферній перегонці; та важку сировину, головним чином дистилятну з границею кипіння від 350 до 500 °С, котру отримують при вакуумній перегонці сірчатої нафти. Проте у більшості випадків такої сировини буває недостатньо (не більше 50 % мас) для забезпечення необхідної потужності каталітичного крекінгу, тому до цієї групи сировини також включають важкі дистиляти від вторинних процесів, таких як коксування, деасфальтизація, а також побічні продукти масло-парафінового виробництва.

Високоякісною сировиною для крекінгу є дистиляти, отримані безпосередньо в процесі перегонки нафти, а також легкі парафіни. Сировина менш вартісна, як правило, включає в себе дистиляти, які отримані в результаті вторинних процесів, особливо екстракти, які формуються при очищенні масляних дистилятів спеціальними розчинниками, оскільки вони містять значну кількість важкокрекінгових ароматичних вуглеводнів.

Іншою важливою характеристикою сировини є її коксованість. Чим вище цей показник, тим більший обсяг коксу формується під час крекінгу. Рівень коксування зростає зі збільшенням в'язкості фракції.

На установках каталітичного крекінгу, що виробляють компоненти для автомобільного бензину, також отримують жирний газ, нестабільний бензин, легкі і важкі газойлеві фракції. При виробництві авіаційного компонента додатково одержують полімери й лігроїн, та проміжний продукт котрим являється мотобензин, який використовується як сировина для другого етапу каталітичного крекінгу (каталітичної очистки). Кількість і якість продуктів, отриманих при каталітичному крекінгу, залежить від характеристик використовуваної сировини, застосованого каталізатора, технологічного режиму і конструкції апаратів установки.

Жирний газ характеризується значним вмістом ізобутану, що підвищує його цінність як сировини для алкілювання та інших технологічних процесів. Нестабільний бензин каталітичного крекінгу піддають фізичній стабілізації з метою видалення легких вуглеводнів, що володіють високим тиском насичених парів.

Високооктановий компонент, яким є стабільний бензин каталітичного крекінгу, використовується для виготовлення автомобільного та, в рідших випадках, авіаційного бензину з високим октановим числом.

Легкий каталітичний газойль, який має початкову температуру кипіння в діапазоні 320–350 °С, порівняно з продуктами аналогічного фракційного складу, отриманими під час первинної перегонки нафти, характеризується меншим цитановим числом (до 25), підвищеним вмістом сірки (на рівні вмісту в нафті) і

ароматичних вуглеводнів (до 50%). Крім того, він містить неорганічні вуглеводні. Температура застигання цих газойлів значно нижча, ніж температура застигання вихідної сировини для каталітичного крекінгу.

Легкий каталітичний газойль застосовується як вихідна сировина для виробництва технічного вугілля (сажі), як компонент сортових мазутів і для інших виробничих потреб.

Важкий газойль представляє собою рідкий продукт каталітичного крекінгу з початковою температурою кипіння в діапазоні 320 - 340 °С і кінцевою температурою кипіння до 470 °С. Якість його в основному залежить від технологічного режиму та температури кінця википання легкого газойлю. Часто він містить значну кількість механічних домішок через забруднення каталізаторною пелюкою. Вміст сірки в ньому, як правило, перевищує той, який присутній в вихідній сировині крекінгу. Важкий каталітичний газойль використовується для виготовлення сортових мазутів і як вихідна сировина для виробництва сажі.

Реакції каталітичного крекінгу відбуваються переважно на поверхні каталізатора. У результаті цього процесу утворюється кокс, що покладається на каталізатор, що робить регенерацію каталізатора (видалення коксу шляхом випалювання) важливим етапом.

Каталізатори, які використовують для каталітичного крекінгу, є твердими високопористими речовинами з розвиненою внутрішньою поверхнею і можуть являтися природного, а також і штучного походження.

Активність каталізатора пов'язана з його кислотною функцією. Початковими каталізаторами для крекінгу були кислі глини, проте згодом їх замінили більш активні і вибірккові аморфні алюмосилікатні каталізатори, які успішно використовуються протягом понад 30 років.

Встановлено, що активність залежить від наявності на поверхні каталізатора активних кислотних центрів, які містять атоми алюмінію. Підвищення кислотності призводить до зростання активності каталізатора.

Важливий етап у розвитку промислового каталітичного крекінгу відіграв

впровадження нового типу каталізаторів на основі цеолітів. Це суттєво підвищило вихід бензину і відіграло важливу роль у вдосконаленні каталітичного крекінгу.

1.3. Характеристика технічного обладнання в аспекті технічних параметрів

Регенератор - циліндрична вертикальна ємкість з конічним дном. Діаметр регенератора коливається від 6 до 18 м, а загальна висота становить від 12 до 20 м, залежно від обсягу коксу, який піддається спалюванню. Внутрішня частина корпусу регенератора відкладена термостійким бетоном, з арматурою або вогнестійкою цеглою, товщина якої становить від 8 до 18 см. Зовнішня поверхня регенератора облицьована спеціальною цеглою для зменшення втрат тепла. Регенератор розділений на 8 зон, кожна з яких включає жолоби для подачі повітря, камери для виведення газу, і змієвик водяного охолодження, розташований між ними (починаючи з 3-ї зони). Час, необхідний для регенерації, складає до 80 хвилин.

Максимальна температура процесу регенерації зазвичай не перевищує 700-720 °С, досягаючи свого піку в середній частині пристрою, де ефективно вигорання коксу спостерігається найбільш інтенсивно. Залишковий кокс у кінцевих частинах споживається повільніше, і це не супроводжується значним підвищенням температури. Після охолоджуючих змієвиків кінцева температура регенованого каталізатора залишається відносно низькою, в межах 500-550 °С. Ефективність регенератора визначається споживанням коксу, яке вимірюється як кількість коксу, який згорає за одиницю часу на одиницю об'єму (або на одну тону каталізатора). У великих апаратах середнє значення споживання коксу виявляється невисоким - в діапазоні від 12 до 13 кг/(год м³).

Характеристики регенератора включають:

- Температура в межах 620-630 °С.
- Тиск на рівні 0,2-0,3 МПа.

Реактор представляє собою циліндричний апарат із конусним або сферичним

днищем, висотою від 10 до 18 метрів і діаметром від 4 до 14 метрів. Для забезпечення тривалої експлуатації при обробці сировини із вмістом сірки, корпус реактора виготовляється з двохшарової вуглецевої сталі. Внутрішній легований шар сталі має товщину 15-20% від загальної товщини листа. У днищах реактора розташовані штуцера для введення сировини і каталізатора, а також для виведення продуктів реакції і використаного каталізатора, який витверджений в процесі. Для однорідного розподілу каталізатора разом із паровою фазою сировини вздовж поперечного перерізу реактора у нижній частині розташована розподільча решітка з отворами. В верхній частині реактора встановлені циклонні сепаратори для уловлювання каталітичної пилюки.

Реактор поділяється на наступні основні зони:

- реакційна зона, яка є об'ємною і зайнята "густою фазою" псевдорозрідженого стану;
- відпарна зона, де вуглеводневі пари, захоплені відпрацьованим каталізатором, видаляються з його поверхні;
- відстійна зона, в якій пари продуктів реакції відокремлюються від частинок каталізатора, що знаходяться тут в "розрідженій фазі".

У реакційну зону стійко надходить суміш регенованого гарячого каталізатора та сировини. Утворення псевдорозрідженого стану здійснюється завдяки потоку парів, які надходять з каталізатором через розподільчу решітку або форсунки-розпилувачі. Обсяг шару розрахований на те, щоб каталізатор перебував у реакторі протягом 2-10 хвилин. При цьому діаметр апарату повинен бути настільки великим, щоб швидкість руху шару над парами становила від 0,4 до 0,7 м/с. Висота псевдорозрідженого шару, яка визначає тривалість реакції, залежить від якості сировини та активності каталізатора. Рівень густини шару у реакторі рівний 400-450 кг/м³.

Відпрацьований каталізатор неперервно направляється в відпарну секцію. Ненадійне відпрацювання каталізатора призводить до зростання втрат сировини, підвищення виходу коксу та вмісту вуглецю, що вимагає значних витрат повітря для регенерації. Збільшення вмісту вуглецю у коксованих відкладах може

викликати перегрів наявного каталізатора, оскільки фактична теплота згоряння цих відкладень перевищить "сухий кокс". Тому велика увага приділяється функціонуванню відпарної секції, де відбувається псевдорозрідження, що призводить до руху каталізатора в режимі, аналогічному поршневому, без перемішування.

Висота відстійної зони реактора залежить від можливості встановлення там циклонів та їх ефективної роботи. Зазвичай діаметр відстійної та реакційної зон реактора однаковий. Іноді роблять відстійну зону розширеною для зменшення виносу каталізатора. Для уловлювання каталізатора, який потрапляє разом із паровою фазою продуктів реакції, в сучасних установках використовують великі циклонні сепаратори з діаметром 0,5 м і більше, які розташовують у одному або двох етапах. Для ефективної роботи цих циклонів необхідні певні умови, серед яких найважливішими є рівномірне псевдорозрідження каталізатора, достатньо велика швидкість введення парів в циклони (18 м/с) і визначена ступінь пилопожежності потоку.

Реактор має наступні параметри:

- Температура від 450 до 510 °С.
- Тиск у межах 0,15-0,20 МПа.
- Масова швидкість подачі сировини від 1,2 до 3,0 годин⁻¹.
- Кратність циркуляції каталізатора від 2 до 10.

Піч з трубчастим теплообмінником є промисловим пристроєм, спроектованим для нагрівання початкових матеріалів за допомогою згоряння палива. У деяких випадках процес нагрівання супроводжується хімічним перетворенням сировини.

Сучасна трубчаста піч включає камеру згоряння або радіації, в якій розташовані радіантні труби для згоряння палива, а також конвекційні камери, обладнані конвекційними трубами. Останні обігріваються димовими газами, що поступають з камери згоряння.

Труби конвекційної та радіантної камери печі з'єднані в єдиний трубчастий змієвик, який служить для передачі тепла під час проходження через нього

нагрівальної сировини. В промисловості застосовуються трубчасті печі, які ефективно працюють в широкому діапазоні параметрів:

- Коефіцієнт теплопровідності становить від 9,3 до 1163 МВт.
- Продуктивність, розрахована на нагріваюче середовище, може досягати до $8 \cdot 10^5$ кг/год.
- Температурний діапазон введення продукту в піч коливається від 280 до 780 кг.

Тиск середовища може змінюватися в діапазоні від 0,1 до 20 МПа.

Основними видами насосів, що застосовуються в технологіях нафтохімії, є відцентрові, поршневі і осьові насоси.

Технічні параметри відцентрового насосу включають:

- Робоча витрата - $6,9 \cdot 10^{-2}$ м³/с.
- Висота напору - 500 м.
- Частота обертання - 50 1/с.
- Коефіцієнт корисної дії (ККД) - 0,75.
- Номінальна потужність - 410 кВт.
- Мінімальний об'єм подачі - $1,8 \cdot 10^{-2}$ м³/с.

Насоси розроблені для переміщення води з параметрами, де рН знаходиться в діапазоні від 7 до 9,2, температура не перевищує 165 °С, і вода не містить твердих частин. Кожухотрубчасті теплообмінники використовуються як холодильники, конденсатори та випарники.

Холодильники кожухотрубчасті можуть класифікуватися на два типи:

- Тип Н, де використовуються нерухомі трубні решітки.
- Тип К, де використовується лінзовий компенсатор для врахування різниці в температурних довжинах між кожухом і трубами.

Допустима різниця температур між кожухом і трубами для холодильника типу Н може коливатися від 20 до 60 градусів в залежності від матеріалів труб й кожуха, та відповідно від тиску у кожусі й діаметра апарату. Ці холодильники можуть бути встановлені горизонтально чи вертикально і мати одно-, двох-, чотирьох- або шестиходову конструкцію для трубного простору. Матеріал для труб

повинен бути виготовлений з вуглецевої або нержавіючої сталі.

Характеристики кожухотрубного холодильника включають:

- Діаметр кожуха становить 325 мм.
- Діаметр труб становить 20×2 мм.
- Кількість ходів - 2 шт.
- Загальна кількість труб становить 56 шт.
- Поверхня теплообміну при різних довжинах труб - 25,0 та 4,0 м².
- Площа січення найвужчого місця потоку - 0,011 м².
- Площа січення одного ходу труб - 0,020 м².

Кожухотрубчаті конденсатори використовуються для конденсації парів речовин в проміжному трубному просторі та для нагрівання рідин і газів завдяки теплу, вивільненому під час конденсації пари. Вони можуть мати нерухому трубну решітку або температурний конденсатор у кожусі, бути вертикальними чи горизонтальними, а також мати два, чотири або шість входів для трубного простору. У порівнянні з холодильниками, вони відрізняються більшим діаметром штуцера для подачі пари в міжтрубний простір.

У кожухотрубчатих випарниках рідина кипить в трубному просторі, тоді як в проміжному може знаходитися рідкий, газоподібний або пароподібний теплоносій. Ці теплообмінники мають обмеження на вертикальне розташування та є одноходовими з трубами діаметром 25×2 мм.

Характеристики кожухотрубного конденсатора і випарника включають:

- Діаметр кожуха становить 600 мм.
- Діаметр труб становить 20×2 мм.
- Загальна кількість труб - 370 шт.
- Кількість ходів - 2 шт.
- Площа теплообміну (м²) при різних довжинах труб - 70,0 і 3,0 м.
- Площа січення одного ходу труб - 0,037 м².

Параметри кожухотрубного випарника включають:

- Діаметр кожуха - 600 мм.
- Діаметр труб - 20×2 мм.

- Кількість ходів - 4 шт.
- Загальна кількість труб становить 334 шт.
- Поверхня теплообміну при різних довжинах труб - 63 та 3 м².
- Площа перерізу одного ходу труб - 0,016 м².

Ректифікаційна колона - це пристрій, використовуваний у масообмінному процесі, відомому як ректифікація, яка, як правило, відбувається в пристроях із протиструмовим потоком. Його основне призначення - розділення суміші бензол-хлороформ з концентрацією 40% мас.

Технічні характеристики ректифікаційної колони включають:

- Робочий об'єм - 108,6 м³.
- Продуктивність - 8,14 кг/с.
- Тиск у колоні - 0,24 МПа.
- Температура середовища у внутрішньому просторі - 120 °С.
- Кількість тарілок - 37 шт.
- Тип тарілок - клапанний.

1.4. Опис процесу технології каталітичного крекінгу з використанням псевдорозрідженого шару порошковоподібного каталізатора

Сировину, яку насос Н-1 перекачує, направляють через теплообмінні апарати Т-1 і Т-2. Тут вона піддається нагріванню за рахунок тепла від відхідних потоків, досягаючи температури приблизно 200 °С, після чого вводиться в змієвик печі П-1.

У печі П-1 сировину нагрівають до 260-270 °С, після чого вона потрапляє в вузол перемішування з каталізатором. Сформована суспензія, піддавшись тисковому впливу від водяної пари, переміщується по нахиленим трубам ліфт-реактора в реактор-сепаратор Р-1. Водночас рециркулянт подається в другий вузол перемішування, а зі стояку 5 надходить в псевдорозріджений шар реактора Р-1.

Отримані під час крекінгу продукти, що включають гази і пари, через систему двохступінчатих циклонів, де відбувається утримання каталізаторної пили, впроваджуються в нижню частину ректифікаційної колони К-1.

З відпарної секції реактора Р-1 коксований каталізатор транспортується в реактор Р-2 за допомогою лінії 2. Тут також подається повітря з метою випалювання коксу із поверхні каталізатора. Каталізатор, який є регенованим спускаючись по стоякам 1 і 3, потрапляє в вузли перемішування із сировиною а також рециркулятом. Наявні газу регенерації, які проходять через систему двохступінчастих циклонів регенератора, виводяться з верхньої частини апарату.

У колоні К-1 продукти крекінгу відділяються на бензин, газ, легкий а також і важкий газойль. Пари бензину, газ та водяна пара виводяться зверху, піддаються охолодженню в апараті повітряного охолодження Х-1 і потрапляють в газорозділювач ГЗ-1. Бензин, частково подаючись насосом Н-2 для зрошення у верхній відділ колони К-1, а наявна його інша частина направляється у блок для стабілізації, а наявний газ направляється у секцію для фракціонування.

Бокові фракції колони К-1, представлені легким і важким газойлями, виводяться з колони і направляються до відповідних секцій відпарної колони К-2. З нижньої частини цих секцій легкий і важкий газойлі збираються за допомогою насосів Н-3 і Н-4, проходять через теплообмінники Т-1, Т-2, де сировина нагрівається за рахунок їхнього тепла, та виводяться з установки через апарати для повітряного охолодження Х-3, Х-2 в резервуари. Частина важкого газойлю, забезпечуючи насосом Н-3, подається в вузол перемішування з регенованим каталізатором, який має вигляд рециркулята.

До нижньої секції колони К-1 як зрошення вводиться важкий газойль, який забирається насосом Н-5 і проходить через апарат Т-3. Введення цього зрошення передбачає вилучення каталізаторної пилюки.

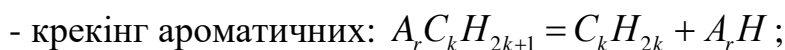
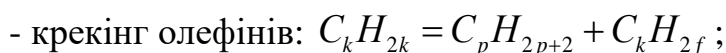
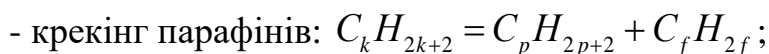
З нижньої частини колони К-1 забирається суміш каталізаторної пилюки разом із важкими рідкими продуктами крекінгу. Ця суміш подається в шламорозділювач Ш-1. Звідси шлам насосом Н-6 направляється назад у реактор Р-1, а декантат, очищений від каталізаторної пилюки, виводиться з установки як декантатароматизований важкий газойль крекінгу.

До колони К-1 подається циркуляційне проміжне зрошення, яке відбирається з середньої частини колони та насосом Н-7 перекачується через теплообмінник Т-

4, повертаючись на розміщену вище тарілку.

1.5. Хімічні взаємодії під впливом каталізатора на установці каталітичного крекінгу

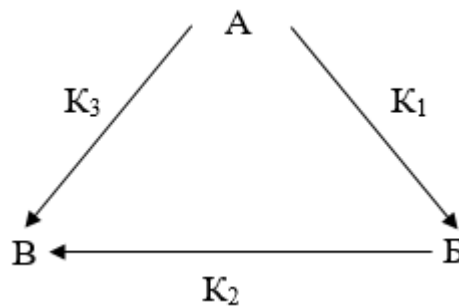
Процес каталітичного крекінгу також характеризується хімічними перетвореннями. Основним видом хімічних реакцій у крекінгу є ендотермічні реакції розпаду. Інші реакції, такі як полімеризація, алкілювання, ароматизація, деалкілювання, ізомеризація і перерозподіл вуглецю, мають екзотермічний характер. Застосування порошкоподібних каталізаторів на основі цеоліту збільшує роль екзотермічних реакцій, зокрема вторинних, проте деякі з них є первинними. Розглянемо ключові типи реакцій, які відбуваються або можуть відбутися під час каталітичного крекінгу. В основному це реакції розриву зв'язків С-С, які відбуваються при високих температурах (ендотермічні процеси). Нижче представлені схеми таких реакцій для вуглеводнів різних класів:



- вуглеводнів.

Низька специфічність кислотних каталізаторів, використовуваних у крекінгу, призводить до виникнення побічних реакцій, таких як ізомеризація, перенос вуглецю та переалкілювання ароматичних вуглеводнів з циклізацією. У результаті основних реакцій утворюються вуглеводні з меншою молекулярною масою (що є основою для промислового виробництва бензину), тоді як побічні реакції призводять до утворення сполук з більшою молекулярною масою, таких як газойлі та кокс.

Спрощена кінетична модель каталітичного крекінгу може бути визначена наступною схемою:



де А, В, V вказують на масові частки неперетвореного сировини, бензину і суміші газоподібних продуктів та коксу;

K_1, K_2, K_3 - константи швидкості для процесів перетворення крекінг-бензину, газоподібних продуктів та коксу.

1.6. Визначення параметрів управління

Система автоматичного управління, що розробляється, має на меті досягнення зазначених цілей управління з високою точністю та забезпечення стабільності технологічних параметрів у різних умовах експлуатації, з дотриманням надійності та безперебійної роботи технологічного обладнання при дотриманні вимог до безпеки в умовах високої пожежної та вибухової безпеки. Важливим аспектом є забезпечення простоти та легкості експлуатації розробленої системи.

У процесі розробки системи автоматизації визначається набір технологічних параметрів, які будуть залучені до управління. Специфіку управління визначають ті параметри, які потрібно регулювати, контролювати та аналізувати, і значення яких можуть вказувати на можливий аварійний стан об'єкта управління. Ключовим завданням є вибір приладів, які оптимально підходять для реалізації стратегії автоматичного управління з метою ефективного досягнення поставлених завдань.

На даному етапі важливо вибрати лише ті параметри технологічного процесу, які піддаються безпосередньому регулюванню, та зміни яких можна ефективно впливати за допомогою регулюючих впливів. Зазвичай їх кількість не перевищує чверті всіх параметрів, що беруть участь у процесі управління, і обираються з урахуванням того, які саме зміни мають найбільший вплив на цей процес. Вибір

каналу регулювання проводиться таким чином, щоб регулюючий вплив супроводжувався максимальною та швидкою зміною регульованої величини, тобто, з максимальним коефіцієнтом підсилення об'єкта за цим каналом.

Після визначення критерію управління та каналів впливу, які подаються на об'єкт, проводиться аналіз керованого об'єкта з точки зору можливих збурень та шляхів їх усунення перед тим, як вони вплинуть на об'єкт. Важливим етапом є стабілізація вхідних параметрів об'єкта, оскільки їх зміни можуть викликати найсильніші збурення в системі.

Враховуючи те, що неможливо усунути всі можливі збурення, їх вплив може викликати зміни в технологічних параметрах і, відповідно, в критеріях управління. З урахуванням цього, виникає необхідність в регулюванні режимних параметрів.

У цьому контексті контролю підлягають параметри, зі зміною значень яких відбувається оперативне управління всім технологічним процесом. До цих параметрів можна віднести всі можливі режимні характеристики, а також всі вхідні та, відповідно, вихідні параметри, вплив на які в процесі зміни викликає певні збурення в технологічному об'єкті.

Ключовими факторами, що впливають на виход та якість продуктів у процесі каталітичного крекінгу, є наступні основні параметри: температура у реакторі, тиск у реакторі, об'ємна швидкість подачі сировини, кратність циркуляції каталізатора, ступінь перетворення, час контакту між сировиною та каталізатором, і якість вихідної сировини.

1.6.1. Температурний режим в реакторі

Зі зростанням температури спочатку спостерігається збільшення виходу бензину, яке досягає піку, але при подальшому підвищенні температури відбувається зменшення внаслідок глибокого розкладу раніше утворених вуглеводнів, зокрема тих, що складають бензин. При підвищенні температури також зростає швидкість реакції розпаду та вторинних реакцій дегідрування нафтових вуглеводнів у ароматичні. Це впливає на збільшення вмісту

ароматичних і неорганічних вуглеводнів у газі та бензині. Внаслідок цих змін в газі збільшується вміст вуглеводнів C₁-C₃, а C₄ зменшується. Крім того, густина і октанове число бензину зростають.

1.6.2. Регулювання тиску в реакторі

При збільшенні тиску спостерігається зростання вихіду бензину, при цьому відзначається підвищення вмісту парафінових вуглеводнів у бензині та зменшення вмісту газів C₁ - C₃, ароматичних олефінових вуглеводнів. Водночас вихід коксу в умовах промислового процесу практично не змінюється при збільшенні тиску.

1.6.3. Регулювання об'ємної швидкості подачі сировини

Збільшення об'ємної швидкості подачі сировини визначається відношенням до свіжої сировини або до деякої суми свіжої а також рециркулюючої сировини. Зі зменшенням об'ємної швидкості глибина перетворення зростає за рахунок продовження часу перебування вуглеводневих фракцій у реакторі, що означає більший період контакту їх з каталізатором. Використання високоактивних каталізаторів сприяє підвищенню об'ємної швидкості при обробці сировини, яка легко крекується. При використанні аморфних алюмосилікатних каталізаторів низької активності об'ємна швидкість становить 4-5 год⁻¹. За введенням в дію активних цеолітвмістних каталізаторів об'ємні швидкості становлять від 80 до 100 год⁻¹ у прямоточних реакторах чи 1-30 год⁻¹ в киплячому шарі (друга ступінь) реактора. Це в свою чергу дозволяє підвищити температуру крекінгу до 540-550 °С, при цьому утворення коксу залишається на рівні, характерному для використання аморфного каталізатора.

1.6.4. Регулювання кратності циркуляції каталізатора

Впровадження цеолітвмістних каталізаторів у системи з циркулюючим

мікросферичним або пилеподібним каталізатором дозволило знизити відношення «каталізатор-сировина» до пропорції 10:1. При використанні рухомого крупнозернистого каталізатора (3-5 мм) зазначене відношення є рівним 2-5:1. За допомогою зміни кратності циркуляції каталізатора, можна виконувати регулювання температури у реакторі, необхідний час перебування каталізатора у реакційному об'ємі та регенераторі. Також ступінь закоксованості в цих апаратах.

При здебільшого однакових умовах, зі збільшенням кратності каталізатора, глибина процесу перетворення а також вихід коксу на сировину дещо збільшуються, а утворена закоксованість каталізатора дещо зменшується. Дані явища можна пояснити тим, що утворений кокс суттєво розподіляється на більший об'єм наявного циркулюючого каталізатора. Кратність наявної циркуляції каталізатора також впливає на потужності, розміри повітродувки, компресорів каталізатопродів і внутрішніх деталей регенератора. Водночас перевищення кратності циркуляції каталізатора може призводити до збільшення вартості процесу через велику затрату енергії на циркуляцію. Зміна на цеолітвмістні каталізатори може дозволити досягти тих самих або навіть кращих показників роботи установки при меншій кратності циркуляції каталізатора.

1.6.5. Регулювання глибини перетворення

Глибина перетворення визначається як відсоток (масовий) виходу газойлів (легкого і важкого) і є рівною 100 хвилинам. Підвищення глибини перетворення досягається шляхом збільшення температури, кратності циркуляції каталізатора, активності каталізатора та зниження об'ємної швидкості.

Ефективність вихідного каталізатора може бути підвищена за допомогою гранулювання з використанням в'язкої речовини. Наприклад, при наявності 5% цеоліту в коаліні, ефективність суміші може наближатися до ефективності аморфного каталізатора.

В залежності від обсягу рециркуляту глибина перетворення вихідної сировини може досягати 80-90% (масово). Для досягнення такої глибини

перетворення через використання рециркуляції необхідні значні енергетичні затрати. Крім того, важливо уникати зниження продуктивності установок за рахунок вихідної сировини. Застосування цеолітвмістних каталізаторів може дозволити досягти високої глибини перетворення при меншому коефіцієнті рециркуляції. У деяких випадках може бути досягнута висока глибина перетворення і без використання рециркуляції, що сприяє підвищенню продуктивності установки.

Глибина перетворення, а також відношення між виходами продуктів та їхніми властивостями, піддаються регулюванню за допомогою технологічного режиму, фракційного і хімічного складу сировини, а також активності каталізатора. Хоча залежності між цими параметрами можуть бути складними, їх можна розрахувати за допомогою ПЕОМ.

1.6.6. Тривалість контакту між сировиною та каталізатором

Досить значний рівень активності цеолітвмістних каталізаторів, а також їхнє швидке втратою активності під час проведення реакцій, призвели до розробки прямоточних ліфт-реакторів із напрямленим потоком суміші сировини та каталізаторів. У ліфт-реакторі масова швидкість подачі сировини стає ключовим показником, визначаючим фактичний час контакту сировини із каталізатором. У таких установках час контакту сировини з каталізатором скорочується до 4–8 секунд порівняно з 180–190 секундами в реакторі із псевдо-розрідженим шаром порошкоподібного каталізатора. З метою формування властивостей кінцевих продуктів і досягнення бажаного їхнього співвідношення на виході ліфт-реактора, де вже пройшов деякий етап крекінгу, додатково організовується зона крекінгу у прискореному киплячому шарі. Тривалість контакту сировини і каталізатора регулюється швидкістю подачі сировини та каталізатора.

1.6.7. Контроль якості сировини

Отримані внаслідок процесу крекінгу результати будуть впливати як на фракційний, так і на хімічний склад сировини. Згідно зі збільшенням ступеня облегшення сировини зростає також вихід вуглеводнів C_3 - C_4 а також й бензину, при цьому відбувається одночасне зменшення виходу водню і коксу на катализаторі. Процес облегшення існуючої сировини до певної міри призводить до підвищення октанового числа бензину та його виходу. Обмежувальними факторами для кінцевого кипіння сировини є наявність асфальто-смолистих речовин, металів і великий вміст коксу, що спричиняє коксоутворення і швидку дезактивацію катализатора. З хімічного погляду нафтова сировина є найбільш сприятливою, оскільки під час реакцій дегідрування та перерозподілу водню продукти крекінгу стають більш стабільними та містять більше ароматичних вуглеводнів, а бензини характеризуються вищим октановим числом.

Небажаним елементом у сировині є поліциклічні ароматичні вуглеводні, які відзначаються підвищеною адсорбційною здатністю до поверхні катализатора, блокують активні центри і призводять до утворення коксу на катализаторі. Для підготовки сировини до каталітичного крекінгу часто застосовують методи облагородження, такі як деасфальтизація, селективне очищення і гідроочищення. Ці процеси значно зменшують вміст олефінових вуглеводнів, асфальто-смолистих речовин, азотних та кисневих сполук, а також важких металів у сировині, а також зменшують її коксоутвореність. У результаті каталітичного крекінгу обробленої сировини появляється менша кількість коксу на катализаторі та вуглеводневого газу а очевидно і більша кількість бензину із вищою стабільністю.

1.6.8. Регулювання температури верха колони

Якщо температура верху колони перевищує норму, це призводить до високого виходу і меншої якості дистиляту. У такому випадку разом з нестабільними компонентами кипіння випаровується також важкокиплячий

компонент, що збільшує вихід дистиляту, але знижує його якість. Цей неповноцінний дистилят потрібно повторно направити в колону для подальшої переробки. З іншого боку, при нижчій температурі верху колони, ніж зазвичай, не випаровується достатньо неважкого компонента, що призводить до зменшення виходу якісного дистиляту. Контроль температури верху колони регулюється кількістю гострого зрошення, яке вводиться на першу тарілку колони. Температура гострого зрошення зазвичай становить 30-35 °С і є охолодженим дистилятом.

1.6.9. Регулювання температури низа колони

Має вплив на вихід та якість залишку. При зниженні температури в нижній частині колони не відбувається повне випаровування легких компонентів, що призводить до збільшення виходу залишку, але одночасно погіршує його якість. Навпаки, при підвищенні температури в нижній частині колони частково випаровується важкокиплячий компонент, що призводить до зменшення виходу залишку. Регулювання температури в нижній частині колони здійснюється подачею теплоносія вниз по колоні. У якості теплоносія може використовуватися водяна пара, а при високих температурах - частина самого залишку, яку можна підігрівати.

1.6.10. Регулювання тиску в колоні

Вплив на випаровування компонентів обумовлений температурним режимом і піддатний змінам під впливом тиску. Підвищення тиску призводить до зменшення випаровування компонентів та відповідно до зниження виходу дистиляту. При зниженні тиску випаровування спричиняє перехід нафтопродуктів у парову фазу разом з нестабільними компонентами, призводячи до збільшення виходу дистиляту, але при цьому погіршується його якість. Тиск у колоні автоматично регулюється і фіксується на лінії виведення повітря або газу з апарату.

1.6.11. Регулювання рівня залишку

У нижній частині колони присутній гідрозатвір, який перешкоджає парові спочатку потрапляти в трубопровід, а пізніше - у відцентровий насос. Якщо рівень залишку не регулювати чи не контролювати, то рідина може повністю витікти з колони, в результаті чого пари потраплять в трубопровід і насос, що може призвести до того, що насос перестане перекачувати рідину і буде працювати в самостійному режимі. Рівень залишку в колоні автоматично регулюється за допомогою клапана, який розміщується на виході насоса. Рівень залишку коливається від 0.5 до 4.5 метрів, залежно від продуктивності колони.

1.6.12. Регулювання витрати сировини у колону

Вплив на температурний режим у колоні проявляється залежно від обсягів сировини. При збільшенні витрати сировини температура у колоні знижується, і не всі нестабільні компоненти повністю відділяються. Це призводить до зменшення продуктивності колони для отримання дистилляту та погіршення якості залишку. Зменшення витрат сировини, навпаки, підвищує температуру в колоні, збільшуючи вихід дистилляту і одночасно зменшуючи кількість залишку. Витрату сировини регулює клапан, який розміщується на вході подачі сировини.

1.6.13. Регулювання температури на тарілках виводу бокових фракцій

При недостатньо високій температурі на тарілках частково не виводиться з колони боковий продукт, а при занадто високій температурі його вихід зростає, але якість погіршується, що вимагає більше водяної пари для подачі у відпарну колону. Цю температуру регулюється кількістю циркуляційного зрошення.

У трубчатій печі П-1 продукт постійно прокачується через змієвик, де його нагріває тепло, що вивільняється при згорянні палива. Трубчатая піч представляє собою складний об'єкт регулювання, і для стабілізації кінцевої температури

продукту в ній необхідно забезпечити стабільність при значних змінах температури і обсягу продукту.

Оскільки трубчаті печі мають велику інерційність в контексті "витрата палива - кінцева температура продукту", ефективним є використання зв'язаного регулювання, що передбачає корекцію витрати палива в залежності від температури нагрітого продукту, виходячи з об'єктивних обмежень.

У теплообмінниках Т-2 та Т-1 наявна сировина нагрівається за рахунок тепла від вихідних потоків до 200 °С. Для ефективного керування процесом теплообміну застосовується схема регулювання, яка включає зміну витрати сировини в залежності від кінцевої температури продукту, що дозволяє забезпечити якісне управління процесом.

Газойлі легкої та важкої фракції охолоджуються у приладах повітряного охолодження Х-2, Х-3 і виводяться у резервуари. Використовується схема регулювання, що базується на зміні витрати теплоносія, яким є повітря, у залежності від наявної на вході температури продукту.

1.7. Постановка завдання

З метою підвищення якості готової продукції та забезпечення необхідних фізико-хімічних показників необхідно створити зовсім нову систему автоматичного керування вхідними потоками, застосовуючи найсучасніші методи та алгоритми. З врахуванням цих заявлень визначаються основні завдання магістерської роботи наступним чином:

- Провести аналіз можливостей використання нечітких регуляторів та дослідити якісні характеристики перехідних процесів у розглядуваній системі.
- Дослідити вплив регулятора на якість стабілізації концентрації кінцевого продукту величини витрати основного потоку газойлю.
- Вивчити ефективність використання одноконтурної системи автоматичного управління для підтримання стабільної концентрації цільового продукту.
- Розробити основні проектні документи для системи автоматизації та

підібрати всі необхідні технічні засоби автоматизації.

РОЗДІЛ 2

ДОСЛІДЖЕННЯ ТА АНАЛІЗ РЕАКТОРА ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

2.1. Опис керованого об'єкта

Після аналізу технологічного процесу каталітичного крекінгу у псевдозрідженому шарі виявлено, що ключовим установчим апаратом, від якого в значній мірі залежать якісні характеристики кінцевого продукту, є реактор. Враховуючи це, саме реактор обрано в якості об'єкта керування. Праметрична схема даного об'єкта представлена нижче на рисунку 2.1.

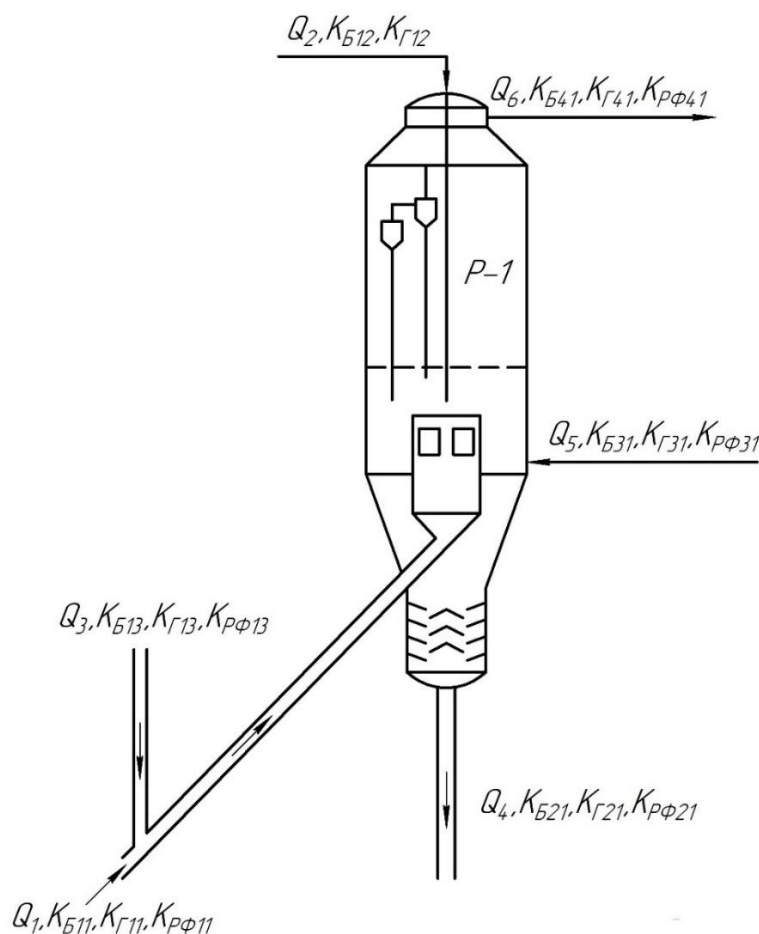


Рис. 2.1. Структура параметрів реактора під час каталітичного крекінгу у псевдозрідженому шарі: F_1 - витрата вхідного газойлю; C_{B11} - концентрація бензину у потоці газойлю F_1 ; C_{G11} - концентрація газойлю в потоці F_1 ; $C_{RФ11}$ - концентрація інших складових у потоці F_1 ; F_2 - витрата повернених бензину та газойлю; C_{B12} - вміст поверненого бензину у складі потоку F_2 ;

$C_{Г12}$ - вміст поверненого газойлю у складі потоку F_2 ; F_3 - витрата наявної решти фракцій; $C_{Б13}$ - вміст поверненого бензину у складі потоку F_3 ; $C_{Г13}$ - вміст поверненого бензину газойлю у складі потоку F_3 ; $C_{PФ13}$ - вміст поверненого бензину решти фракцій у складі потоку F_3 ; F_4 - витрата вихідної суміші з реактора; $C_{Б21}$ - вміст поверненого бензину бензину у складі потоку F_4 ; $C_{Г21}$ - вміст поверненого бензину газойлю у складі потоку F_4 ; $C_{PФ21}$ - вміст поверненого бензину решти фракцій у складі потоку F_4 ; F_5 - кількість суміші, котра надходить в реактор; $C_{Б31}$ - вміст поверненого бензину бензину у складі потоку F_5 , що надходить в реактор; $C_{Г31}$ - вміст поверненого бензину газойлю у складі потоку F_5 ; $C_{PФ31}$ - вміст поверненого бензину у складі потоку F_5 ; F_6 - кількість кінцевого продукту; $C_{Б41}$ - вміст поверненого бензину бензину у вихідному потоці F_6 ; $C_{Г41}$ - вміст поверненого бензину газойлю у складі потоку F_6 ; $C_{PФ41}$ - вміст поверненого бензину решти фракцій в F_6

2.2. Дослідження конфігурації та параметрів схеми реактора

Для проведення математичного моделювання реактора, який розглядається, було створено спрощений варіант параметричної схеми, яка подана на рисунку 2.2. На цій схемі представлені можливі канали керування, а також збурення.

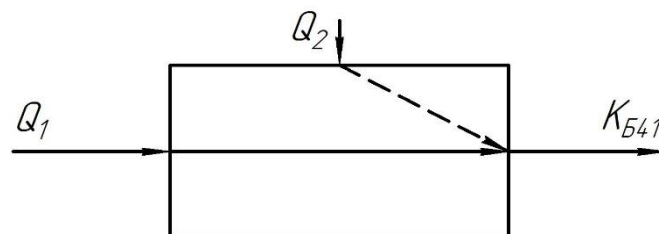


Рис. 2.2. Дослідження конфігурації та параметрів схеми реактора під час каталітичного крекінгу в умовах псевдозрідженого шару: F_1 - витрата газойлю, яка надходить у реактор; F_2 - витрата поверненого бензину та газойлю котрі потрапляють у реактор; $C_{Б41}$ - концентрація бензину в потоці цільового продукту

Заради створення статичних характеристик для двох вказаних каналів, в таблиці 2.1 визначено параметри, які характеризують нормальну роботу системи.

Таблиця 2.1

Основні технологічні параметри в статичному режимі

№ п/п	Назва параметру	Позначення (параметру)	Величина параметру	Одиниця вимірювання
1	2	3	4	5
	Витрата:			
1	поверненого бензину та газойлю, що надходять у реактор	F_2	0,4	кг/с
2	газойлю на вході в реактор	F_1	1,6	
3	решти фракцій, які надходять у реактор	F_3	5,76	
4	реакційних продуктів, що виходять із реактора	F_6	7,76	
5	суміші, яка надходить в реактор із відпарника	F_5	3,8	
6	суміші, яка надходить з реактора в відпарник	F_4	3,8	
	Концентрація:			
8	у основному потоці газойлю - бензину	$C_{Б11}$	0	кг/кг
9	в основному потоці решти фракцій	$C_{РФ11}$	0	
10	газойлю в основному потоці	$C_{Г11}$	1	
11	поверненого бензину в потоці	$C_{Б12}$	0,2	
12	у потоці решти фракцій - бензину	$C_{Б13}$	0	
13	поверненого газойлю в потоці	$C_{Г12}$	0,8	
14	у потоці решти фракцій - газойлю	$C_{Г13}$	0	
15	наявного бензину у потоці, котрий поступає з реактора в відпарник	$C_{Б21}$	0,2	

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4	5
16	газойлю у потоці, яка надходить у відпарник із реактора	$C_{Г21}$	0,5	кг/кг
17	решти фракцій у потоці решти фракцій	$C_{РФ13}$	1	
18	решти фракцій у потоці, котрий надходить із реактора у відпарник	$C_{РФ21}$	0,3	
19	газойлю у потоці, який надходить із відпарника в реактор	$C_{Г31}$	0,3	
20	бензину у потоці, котрий надходить із відпарника в реактор	$C_{Б31}$	0,5	
21	решти фракцій у потоці, котра надходить із відпарника у реактор	$C_{РФ31}$	0,2	
22	газойлю у вихідному потоці	$C_{Г41}$	0,1	
23	бензину у вихідному потоці	$C_{Б41}$	0,7	
24	решти фракцій у вихідному потоці	$C_{РФ41}$	0,2	
25	Об'єм реактора	V	19,625	
26	Густина суміші у реакторі	ρ	0,95	кг/м ³
27	Швидкість реакції	$\omega_{ГБ}$	0,2	с ⁻¹

2.3. Модель реактора в математичному вигляді

Для проведення математичного моделювання технологічних процесів у реакторі використані рівняння, що описують матеріальні баланси для газойлю, решти фракцій та бензину. Задля цього виведені диференційні рівняння, які описують динаміку змін параметрів у часі [4]. Функції передачі були визначені для всіх каналів регулювання [5]. Також були встановлені наступні рівняння статички матеріального балансу:

$$F_I + F_{III} - F_{IV} - F_{II} = 0; \quad (2.1)$$

де $F_I = F_1 + F_2 + F_3$;

$$F_3 = (F_1 C_{\Gamma 11} + F_2 C_{\Gamma 12}) a_1;$$

a_1 - коефіцієнт розподілу витрат фракцій на сировину.

В результаті підстановок отримано систему рівнянь, яка має такий вигляд:

$$F_I = (F_1 C_{\Gamma 11} + F_2 C_{\Gamma 12}) a_1 + F_2 + F_1; \quad (2.2)$$

$$F_{II} = F_4;$$

$$F_{III} = F_5;$$

$$F_{IV} = F_6.$$

Під час математичного моделювання враховано припущення, що сумарні концентрації потоків становлять 1:

$$C_{B12} + C_{\Gamma 12} = 1; \quad (2.3)$$

$$C_{\Gamma 21} + C_{B21} + C_{P\Phi 21} = 1;$$

$$C_{\Gamma 31} + C_{B31} + C_{P\Phi 31} = 1;$$

$$C_{\Gamma 41} + C_{B41} + C_{P\Phi 41} = 1.$$

Підставивши систему рівнянь (2.2) у вираз (2.1), отримаємо:

$$(F_1 + F_2 C_{\Gamma 12}) a_1 + F_1 + F_5 - F_6 + F_2 - F_4 = 0. \quad (2.4)$$

Таким чином, отримали рівняння статички матеріального балансу досліджуваного процесу. Математична модель динаміки досліджуваного процесу виглядає таким чином:

$$\begin{aligned} & (F_1(t) + F_2(t) C_{\Gamma 12}) a_1 + F_1(t) + \\ & + F_2(t) - F_4(t) - F_6(t) + F_5(t) = M(t) \end{aligned} \quad (2.5)$$

Кінетичні рівняння процесу мають наведений нище вигляд:

$$\frac{dC_{\Gamma}(t)}{dt} = \frac{1}{\Omega_1} (-C_{\Gamma}(t) + C_{\Gamma I}(t)) + \frac{1}{\Omega_2} (-C_{\Gamma}(t) + C_{\Gamma 31}(t)) - \omega_{\Gamma B} C_{\Gamma}(t); \quad (2.6)$$

$$\frac{dC_B(t)}{dt} = \frac{1}{\Omega_1} (-C_B(t) + C_{BI}(t)) + \frac{1}{\Omega_2} (-C_B(t) + C_{B31}(t)) + \omega_{\Gamma B} C_{\Gamma}(t).$$

Рівняння (2.5) можна виразити за основними компонентами, тобто:

- для бензину:

$$-F_5(t)C_{Б41}(t) - F_3(t)C_{Б21}(t) + F_2(t)C_{Б12}(t) + F_4(t)C_{Б31}(t) = V\rho \frac{dC_{Б41}(t)}{dt}; \quad (2.7)$$

- для газойлю:

$$-F_5(t)C_{Г41}(t) - F_3(t)C_{Г21}(t) + F_1(t) + F_4(t)C_{Г31}(t) + F_2(t)C_{Г12}(t) = V\rho \frac{dC_{Г41}(t)}{dt};$$

- інші фракції:

$$\begin{aligned} & -F_3(t)C_{P\Phi 21}(t) + F_1(t) + F_4(t)C_{P\Phi 31}(t) - F_5(t)C_{P\Phi 41}(t) + \\ & + F_2(t)C_{Г12}(t)a_1 = V\rho \frac{dC_{P\Phi 41}(t)}{dt}. \end{aligned}$$

Об'єднавши рівняння (2.6) і (2.7), отримали конкретну систему для масообмінного процесу у хімічному реакторі. Підставивши відповідні змінні концентрацій, отримуємо наступні рівняння:

$$\begin{aligned} & \frac{-F_3(t)C_{Б21}(t) + F_2(t)C_{Б12}(t) - F_5(t)C_{Б41}(t) + F_4(t)C_{Б31}(t)}{V\rho} + \\ & + \frac{\omega_{ГБ}C_{Г41}(t) + \frac{1}{\Omega_1}(-C_{Б41}(t) + C_{Б1}(t)) + \frac{1}{\Omega_2}(-C_{Б41}(t) + C_{Б31}(t))}{V\rho} = \frac{dC_{Б41}(t)}{dt}; \quad (2.8) \\ & \frac{F_2(t)C_{Г12}(t) + F_1(t) - F_5(t)C_{Г41}(t) + F_4(t)C_{Г31}(t) - F_3(t)C_{Г21}(t)}{V\rho} + \\ & + \frac{-\omega_{ГБ}C_{Г41}(t) + \frac{1}{\Omega_2}(-C_{Г41}(t) + C_{Г31}(t)) + \frac{1}{\Omega_1}(-C_{Г41}(t) + C_{Г1}(t))}{V\rho} = \frac{dC_{Г41}(t)}{dt}; \\ & \frac{+F_2(t)C_{Г12}(t)a_1 + F_1(t) + F_4(t)C_{P\Phi 31}(t) - F_5(t)C_{P\Phi 41}(t)}{V\rho} - \\ & - \frac{F_3(t)C_{P\Phi 21}(t)}{V\rho} = \frac{dC_{P\Phi 41}(t)}{dt}. \end{aligned}$$

Масовий баланс для концентрації бензину формулюється наступним чином:

$$F_I(t)C_{Б1}(t) = F_2(t)C_{Б12}(t) + F_1(t)C_{Б11}(t).$$

Виділимо величину $C_{Б1}(t)$ із наведеного вище рівняння:

$$C_{BI}(t) = \frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_1(t) + F_3(t) + F_2(t)}. \quad (2.9)$$

На основі проведених досліджень отримано таке загальне рівняння:

$$\begin{aligned} & \frac{-F_3(t)C_{B21}(t) - F_5(t)C_{B41}(t) + F_2(t)C_{B12}(t) + F_4(t)C_{B13}(t)}{V\rho} + \\ & + \omega_{ГБ}C_{Г41}(t) + \frac{1}{\Omega_1} \left(-C_{B41}(t) + \frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_3(t) + F_1(t) + F_2(t)} \right) + \\ & + \frac{1}{\Omega_2} (-C_{B41}(t) + C_{B31}(t)) = \frac{dC_{B41}(t)}{dt}. \end{aligned} \quad (2.10)$$

Рівняння (2.10) виразимо за допомогою таких приростів:

$$\begin{aligned} & \frac{+\Delta C_{B12}(t)F_{2_0} + \Delta F_2(t)C_{B12_0} - \Delta C_{B21}(t)F_{3_0} - \Delta F_3(t)C_{B21_0} + \Delta C_{B31}(t)F_{4_0}}{V\rho} + \\ & + \frac{+\Delta F_4(t)C_{B31_0} + \Delta C_{B41}(t)F_{5_0} - \Delta F_5(t)C_{B41_0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_2} (-\Delta C_{B41}(t) + \Delta C_{B31}(t)) + \\ & + \omega_{ГБ} \Delta C_{Г41}(t) + \frac{1}{\Omega_1} \frac{F_{2_0} \Delta C_{B12}(t) + F_{1_0} \Delta C_{B11}(t)}{F_{2_0} + F_{1_0} + F_{3_0}} + \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_1(t)} \Bigg|_{t=0} \times \\ & \times \Delta F_1(t) + \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_2(t)} \Bigg|_{t=0} \Delta F_2(t) + \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_3(t)} \Bigg|_{t=0} \times \\ & \times \Delta F_3(t) - \frac{\Delta C_{B41}(t)}{\Omega_1} = \frac{d\Delta C_{B41}(t)}{dt}. \end{aligned}$$

Здійснимо наступні заміни:

$$\frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_1(t)} \Bigg|_{t=0} = a_1;$$

$$\left. \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_2(t)} \right|_{t=0} = a_2; \quad (2.12)$$

$$\left. \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_3(t)} \right|_{t=0} = a_3.$$

З урахуванням рівня (2.12) рівняння (2.11) матиме такий вигляд:

$$\frac{\Delta C_{B12}(t)F_{2_0} + \Delta F_2(t)C_{B12_0} - \Delta C_{B21}(t)F_{3_0} - \Delta F_3(t)C_{B21_0} + \Delta C_{B41}(t)F_{5_0}}{V\rho} +$$

$$+ \frac{+\Delta C_{B31}(t)F_{4_0} + \Delta F_4(t)C_{B31_0} - \Delta F_5(t)C_{B41_0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_2} (-\Delta C_{B41}(t) + \Delta C_{B31}(t)) +$$

$$+ \omega_{ГБ} \Delta C_{Г41}(t) + \frac{1}{\Omega_1} \frac{F_{2_0} \Delta C_{B12}(t) + F_{1_0} \Delta C_{B11}(t)}{F_{2_0} + F_{3_0} + F_{1_0}} + a_3 \Delta F_3(t) + a_2 \Delta F_2(t) + a_1 \Delta F_1(t) -$$

$$- \frac{\Delta C_{B41}(t)}{\Omega_1} = \frac{d\Delta C_{B41}(t)}{dt}.$$

Після групування доданків $\Delta C_{B41}(p)$ ми одержимо:

$$\frac{-\Delta C_{B21}(p)F_{3_0} + \Delta F_2(p)C_{B12_0} - \Delta F_3(p)C_{B21_0} + \Delta C_{B12}(p)F_{2_0} + \Delta C_{B31}(p)F_{4_0}}{V\rho} +$$

$$+ \frac{+\Delta F_4(p)C_{B31_0} - C_{B41_0} \Delta F_5(p)}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_2} \Delta C_{B31}(p) + \omega_{ГБ} \Delta C_{Г41}(p) +$$

$$+ \frac{1}{\Omega_1} \frac{F_{2_0} \Delta C_{B12}(p) + F_{1_0} \Delta C_{B11}(p)}{F_{2_0} + F_{3_0} + F_{1_0}} + a_2 \Delta F_2(p) + a_1 \Delta F_1(p) + a_3 \Delta F_3(p) =$$

$$= \left(\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{1}{\Omega_1} + \frac{F_{5_0}}{V\rho} \right) \Delta C_{B41}(p).$$

Із наведених рівнянь можна вивести передаточні функції для двох каналів: "концентрація бензину в потоці цільового продукту - витрата газойлю, котрий поступає у реактор" та "концентрація бензину в потоці цільового продукту - витрата поверненого газойлю і бензину, що повертається у реактор". Функція

передачі для каналу вихід - витрата («витрата газойлю, який надходить у реактор - концентрація бензину в потоці цільового продукту») матиме такий вигляд:

$$\begin{aligned}
 W_{\Delta F_1(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} &= \frac{\Delta C_{B41}(p)}{\Delta F_1(p)} = \frac{a_1}{\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{F_{5-0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1}} = \\
 &= \frac{\frac{a_1}{\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{F_{5-0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1}}}{\frac{a_1}{p \frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{F_{5-0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1}} p + 1} = \frac{C_1}{Tp + 1},
 \end{aligned} \tag{2.14}$$

$$\text{де } T = \frac{a_1}{\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{F_{5-0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1}}.$$

Визначимо значення a_1 з рівняння (2.12):

$$\begin{aligned}
 a_1 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_3(t) + F_1(t) + F_2(t)} \right)}{\partial F_1(t)} \Bigg|_{t=0} = \\
 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + \partial F_1(t)C_{B11}(t)}{\partial F_1(t)} (F_3(t) + F_1(t) + F_2(t))}{(F_3(t) + F_1(t) + F_2(t))^2} \Bigg|_{t=0} - \\
 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{\frac{\partial F_1(t) + F_3(t) + F_2(t)}{\partial F_1(t)} (F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t))}{(F_2(t) + F_3(t) + F_1(t))^2} \Bigg|_{t=0} = \\
 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{C_{B11-0}(F_{3-0} + F_{1-0} + F_{2-0}) - (F_{2-0}C_{B12-0} + F_{1-0}C_{B11-0})}{(F_{2-0} + F_{3-0} + F_{1-0})^2}.
 \end{aligned}$$

Визначимо з рівняння (2.14) значення C_1 :

$$C_1 = \frac{C_{B11-0}(F_{2-0} + F_{3-0} + F_{1-0}) + (F_{2-0}C_{B12-0} + F_{1-0}C_{B11-0})}{\Omega_1 (F_{2-0} + F_{3-0} + F_{1-0})^2 \frac{1}{\Omega_1} + \frac{F_{5-0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_2}}.$$

Функція передачі для каналу збурення - вихід («витрата поверненого газойлю

та бензину, які повертаються у реактор - концентрація бензину в потоці цільового продукту») буде виражена наступним чином:

$$\begin{aligned}
 W_{\Delta F_2(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} &= \frac{\Delta C_{B41}(p)}{\Delta F_2(p)} = \frac{a_2 + C_{B12_0}}{\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{1}{\Omega_1} + \frac{F_{5_0}}{V\rho}} = \\
 &= \frac{a_2 + C_{B12_0}}{\frac{1}{\Omega_2} + p + \frac{1}{\Omega_1} + \frac{F_{5_0}}{V\rho}} = \frac{C_2}{Tp + 1}, \\
 &\frac{F_{5_0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1} + \frac{1}{\Omega_2}
 \end{aligned}$$

де $C_2 = T(a_2 + C_{B12_0})$.

Визначимо значення a_1 з рівняння (2.12):

$$\begin{aligned}
 a_2 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{\partial \left(\frac{F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t)}{F_2(t) + F_3(t) + F_1(t)} \right)}{\partial F_2(t)} \Bigg|_{t=0} = \\
 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{\frac{\partial(F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t))}{\partial F_2(t)} (F_3(t) + F_1(t) + F_2(t)) -}{(F_2(t) + F_1(t) + F_3(t))^2} - \\
 &\frac{\partial(F_3(t) + F_2(t) + F_1(t))}{\partial F_2(t)} (F_2(t)C_{B12}(t) + F_1(t)C_{B11}(t))}{(F_2(t) + F_1(t) + F_3(t))^2} \Bigg|_{t=0} = \\
 &= \frac{1}{\Omega_1} \frac{C_{B12_0}(F_{3_0} + F_{1_0} + F_{2_0}) - (F_{2_0}C_{B12_0} + F_{1_0}C_{B11_0})}{(F_{2_0} + F_{3_0} + F_{1_0})^2}.
 \end{aligned}$$

Визначимо значення C_2 з рівняння (2.14):

$$C_2 = \left(C_{B12_0} + \frac{-(F_{2_0}C_{B12_0} + F_{1_0}C_{B11_0}) + C_{B12_0}(F_{3_0} + F_{1_0} + F_{2_0})}{\Omega_1(F_{3_0} + F_{1_0} + F_{2_0})^2} \right) \frac{1}{\frac{F_{5_0}}{V\rho} + \frac{1}{\Omega_1} + \frac{1}{\Omega_2}}.$$

Підставивши значення основних параметрів статичного режиму, визначимо

значення коефіцієнтів в шуканій математичній моделі: $K_1 = 1,469$; $T = 0,712$; $K_2 = 1,69$.

Після підстановки отримаємо:

$$W_{\Delta F_1(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} = \frac{K_1}{Tp + 1} = \frac{1,4690}{0,7120p + 1,0};$$

$$W_{\Delta F_2(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} = \frac{K_2}{Tp + 1} = \frac{1,690}{0,7120p + 1,0}.$$

Висновки до розділу 2

У процесі математичного моделювання визначено передавальні функції реактора, що бере участь у технологічному процесі каталітичного крекінгу. Сформована математична модель слугує основою для подальшого імітаційного моделювання системи автоматичного керування (САК) реактором.

РОЗДІЛ 3

ПОБУДОВА СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ДЛЯ РЕАКТОРА

3.1. Організація структури управлінської системи

У результаті проведених досліджень була розроблена система управління реактором, яка включає два керуючих контури:

- основним є контур "витрата газойлю, який надходить до реактора - концентрація бензину в потоці цільового продукту":

$$W_{\Delta F_1(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} = K_1 / T p + 1 = 1,469 / 0,712 p + 1;$$

- "витрата поверненого газойлю та бензину, які подаються в реактор - концентрація бензину в потоці цільового продукту" є додатковим контуром:

$$W_{\Delta F_2(p) \rightarrow \Delta C_{B41}(p)} = K_2 / T p + 1 = 1,69 / 0,712 p + 1.$$

Запропонований варіант дозволяє враховувати повернений газойль, який надходить з ректифікаційної колони і, відповідно, додатково змішується з основним потоком. Хоча частка цього потоку є невеликою, вона все одно впливає на якість вихідного продукту.

3.2. Розробка системи керування за допомогою нечіткої логіки

Відомо, що концепція нечіткого керування базується на застосуванні експертних знань, формалізованих у вигляді лінгвістичних баз правил. Такий підхід демонструє високу ефективність у випадках невизначеності параметрів об'єкта керування, зокрема тоді, коли доступний значний практичний досвід спеціалістів у сфері налаштування та експлуатації систем автоматичного регулювання (САР).

Фазова логіка відкриває можливість використання знань фахівців-налаштовувачів, які призначені для поліпшення процесів управління та надання допомоги, пов'язаної з налаштуванням типових регуляторів.

Для здійснення реалізації системи автоматичного керування було використано каскадну систему автоматичного керування, загальна структура якої представлена на рисунку 3.1.

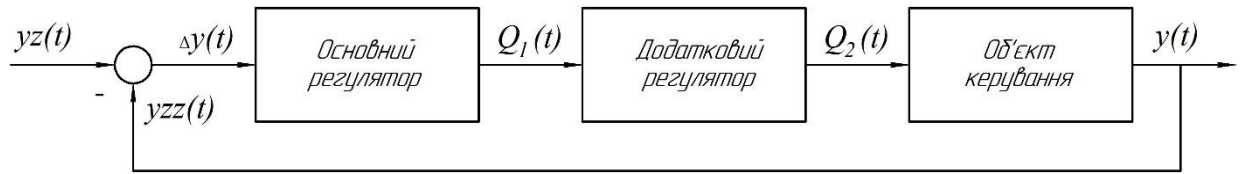


Рис. 3.1. Структурна схема каскадної САК: $\Delta y(t)$ - сигнал розузгодження; $y_z(t)$ - завдання регулятора; $F_2(t)$ - керувальний вплив розрахований додатковим регулятором; $F_1(t)$ - керувальний вплив, котрий розрахований за допомогою основного регулятора; $y_{zz}(t)$ - сигнал зворотнього зв'язку

Структура, спеціально адаптована для управління реактором, буде виглядати, як показано на рисунку 3.2.

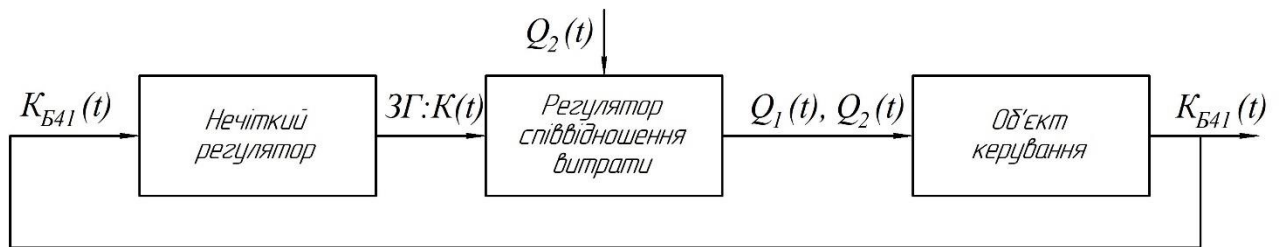


Рис. 3.2. Структурна схема каскадної САК: C_{B41} - завдання по концентрації бензину; $3Г:C(t)$ - коефіцієнт, який встановлює співвідношення витрати основного та відповідно переробленого газойлю; $F_2(t)$, $F_1(t)$ - витрати переробленого та основного газойлю; C_{B41} - вихідне значення концентрації

Припускаємо наступне:

- Відсутність вимірювальних помилок.
- Відсутність впливу збурень.

На підставі математичної моделі вважаємо, що основним параметром для якісного проведення технологічного процесу є концентрація бензину в потоці цільового продукту.

В ролі вхідної лінгвістичної змінної будемо використовувати співвідношення

витрат "загальний газойль" до "каталізатора", оскільки саме цей параметр має підтримуватися в певному інтервалі та визначати вирішальний вплив на хід усього технологічного процесу.

Введемо наступні умовні позначення:

- Керована величина: "концентрація бензину в потоці цільового продукту" - C_{B41} .
- Керувальна величина: співвідношення витрат "загальний газойль" до "каталізатора" - $ЗГ : С$.

Для лінгвістичної змінної C_{B41} діапазон зміни параметрів становить 0,4 - 1 кг/кг, а терміни можна визначити наступним чином: "Дуже_низький"; "Низький"; "Звичайний"; "Високий"; "Дуже_високий".

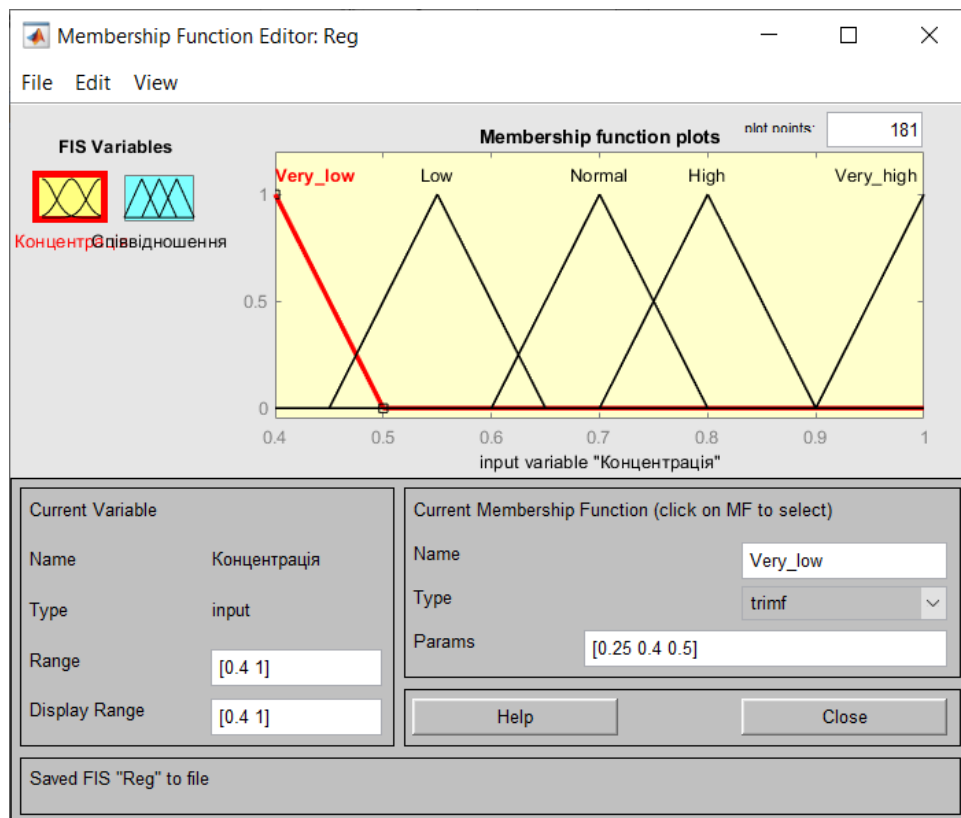


Рис. 3.3. Графіки, що відображають функції належності для лінгвістичної змінної C_{B41}

Лінгвістична змінна має діапазон зміни параметрів від 1 до 6 разів, і терміни можна представити наступним чином: "Дуже_низький", "Низький", "Звичайний", "Високий", "Дуже_високий".

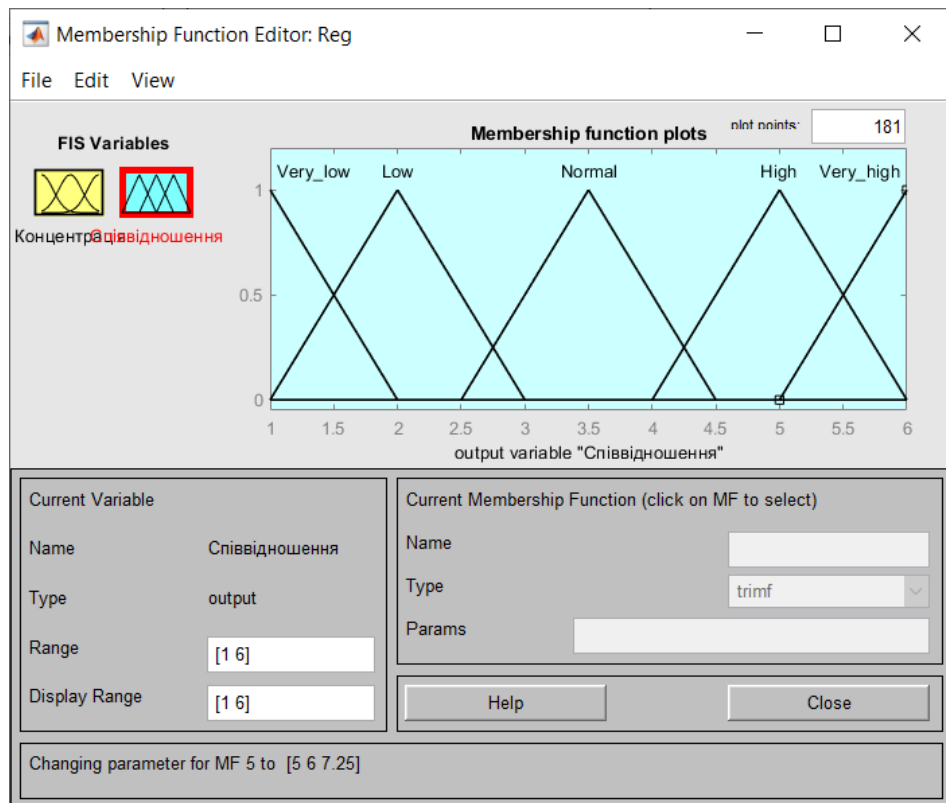


Рис. 3.4. Графіки, що відображають функції належності для лінгвістичної змінної $ZG : C$

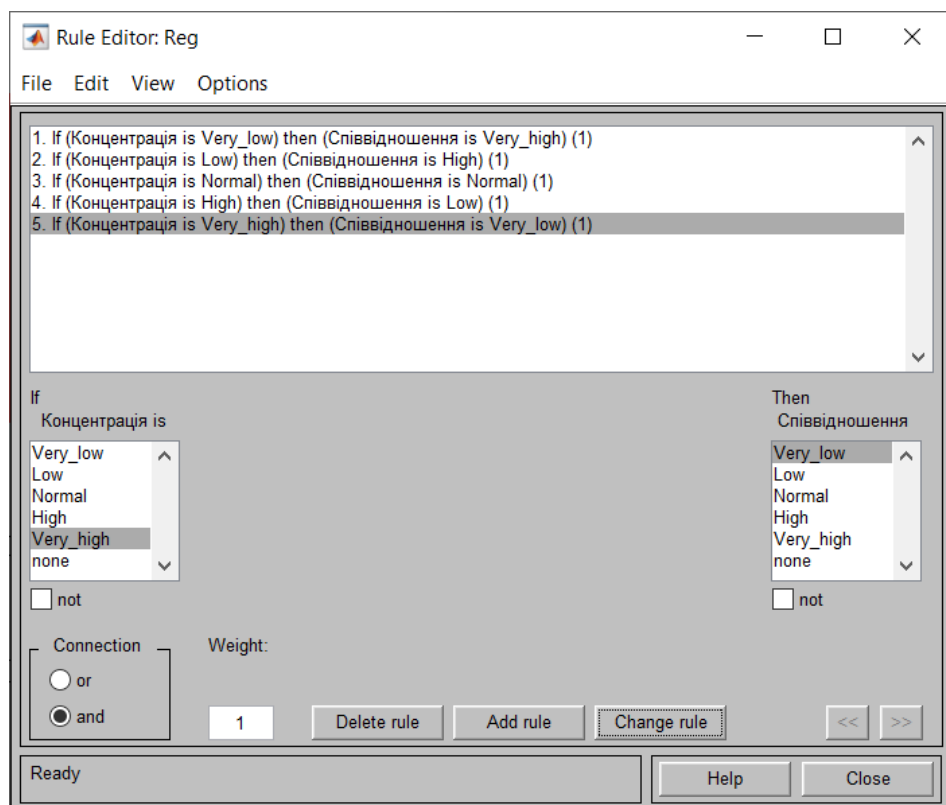


Рис. 3.5. Набір правил для нечіткого регулятора

Покажемо роботу нечіткого регулятора на графіках 3.6 та 3.7.

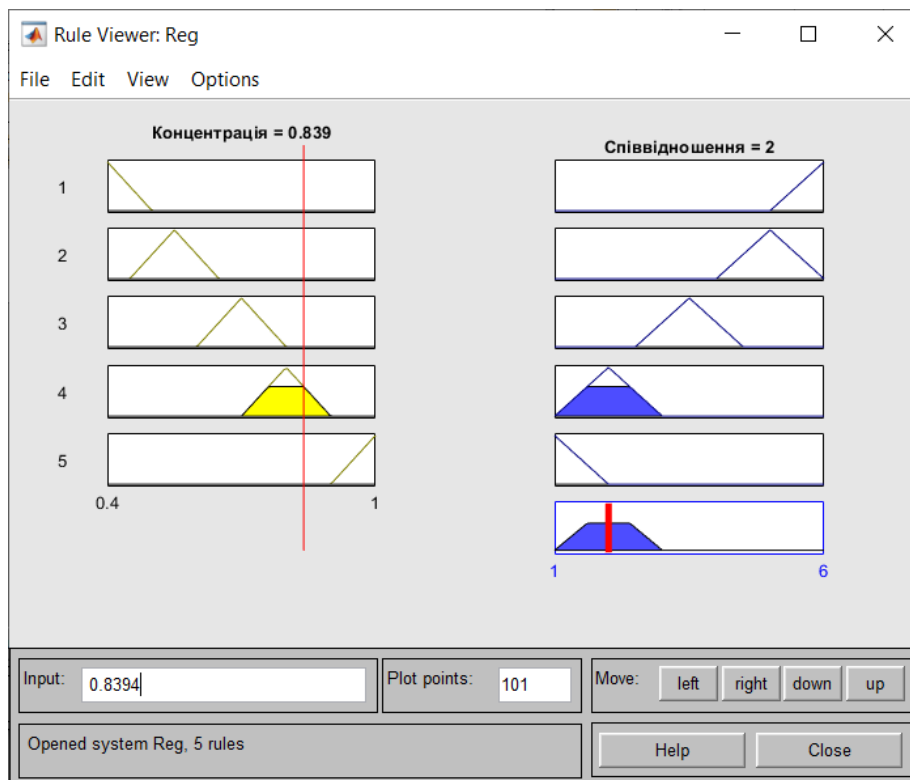


Рис. 3.6. Відображення результатів виконання правил продукції.

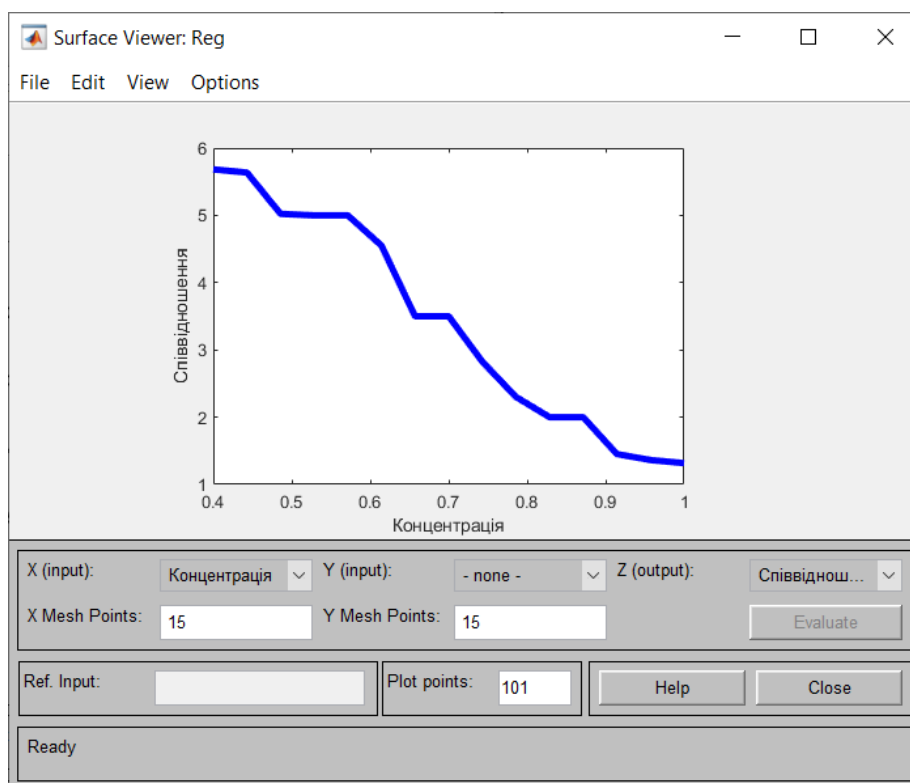


Рис. 3.7. Відображення результатів нечіткого висновку

В середовищі Matlab структура системи автоматичного керування з нечітким регулятором зображена на рисунку 3.8.

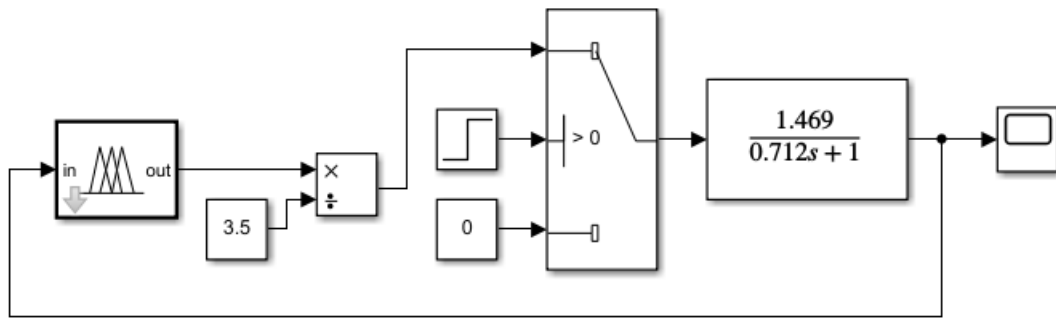


Рис. 3.8. Структура системи автоматичного керування з нечітким регулятором

Використовуючи розроблену структуру, була створена імітаційна модель системи автоматичного керування реактором, а також отримано перехідну характеристику, яка представлена на рисунку 3.9. Проектована система досягає встановленого значення протягом трьох годин, досягаючи показника 0,839.

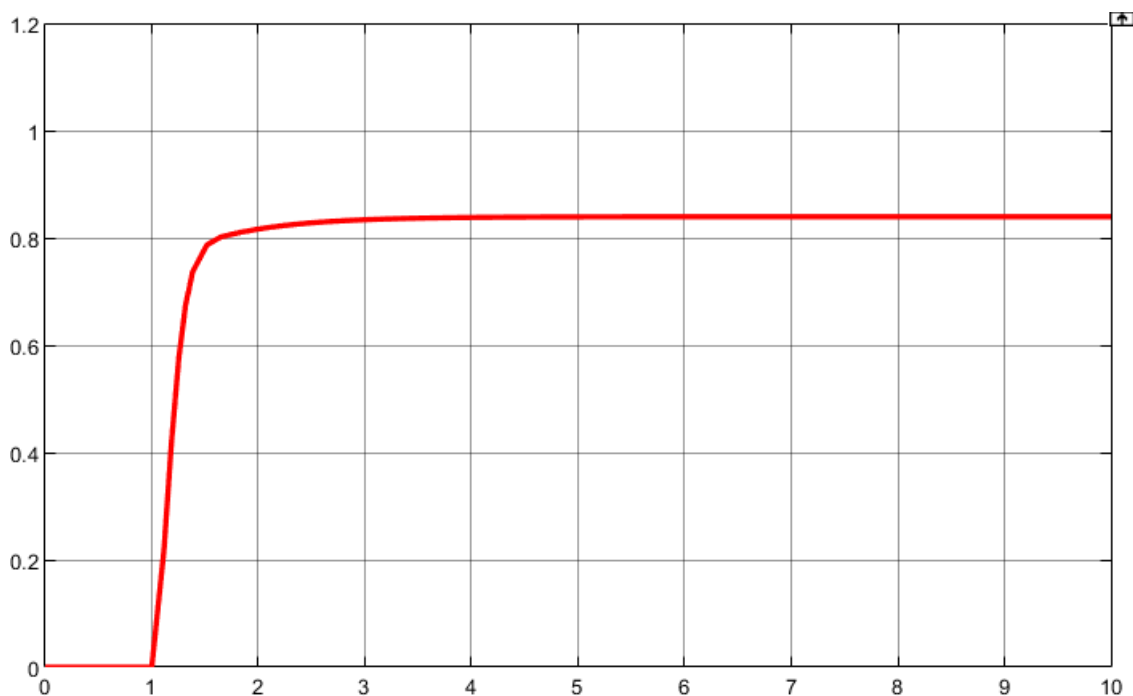


Рис. 3.9. Графік переходової характеристики системи автоматичного керування реактором, заснованої на нечіткій логіці

Для оцінки ефективності поточної системи використовуємо такі параметри:

- час переходного процесу: $t_n = 3$ годин;

- перерегулювання: $\delta = 0\%$.

3.3. Обчислення налаштувань параметрів для одноконтурної системи автоматичного керування

Подання спрощеної одноконтурної схеми керування (САК) для апарату зображено на рисунку 3.10.

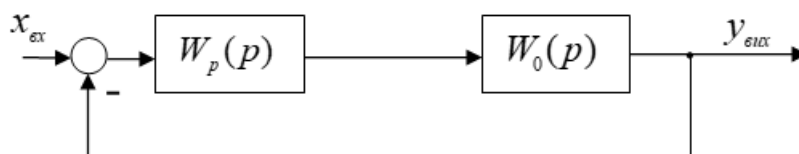


Рис. 3.10. Спрощена алгоритмічна структура для одноконтурної системи автоматичного керування включає: $W_p(p)$ - передавальну функцію регулятора;
 $W_0(p)$ - передавальну функцію керованого об'єкту

Для визначення оптимальних параметрів якості системи автоматичного керування (САК) та для забезпечення високої якості перехідного процесу і, відповідно, для підвищення стійкості САК, розглянемо використання пропорційно-інтегрального (ПІ) і пропорційно-інтегрально-диференційного (ПІД) регуляторів.

Узагальнені вирази передавальних функцій для ПІ-регулятора мають такий вигляд: $W_p(p) = \frac{C_1 p + C_0}{p}$.

Взагалі, передавальна функція ПІД-регулятора представляє собою такий вираз: $W_p(p) = (C_2 p^2 + C_1 p + C_0) / p$.

Функція передачі замкненої системи, структура якої відображена на рисунку 3.10, буде виглядати наступним чином: $W_{зам}(p) = W_{роз}(p) / (1 + W_{роз}(p))$. У даній формулі $W_{роз}(p) = W_0(p) \cdot W_p(p)$.

3.3.1. Обчислення параметрів одноконтурної системи з регулятором типу III

Якщо використовується III-регулятор, передавальна функція розкритої системи матиме наступний вигляд:

$$\begin{aligned} W_{roz}(p) &= W_p(p) \cdot 1,469 / (0,712p + 1) = \\ &= 1,469 \cdot (C_0 + C_1p) / p \cdot (0,712p + 1) = \\ &= 1,469(C_0 + C_1p) / 0,712p^2 + p. \end{aligned}$$

В такому випадку функція передачі замкненої системи матиме такий вигляд:

$$\begin{aligned} W_{зам}(p) &= \frac{1,469(C_1p + C_0)}{0,712p^2 + p} / 1 + \frac{1,469(C_1p + C_0)}{0,712p^2 + p} = \\ &= 1,469(C_1p + C_0) / (0,712p^2 + p + 1,469(C_1p + C_0)). \end{aligned}$$

Визначення параметрів C_0 і C_1 III-регулятора виконаємо за допомогою функції Tune в середовищі Matlab. З отриманих результатів, представлених на рисунку 3.11, ми отримаємо значення $K_i = C_0 = 0.2759$ та $K_p = C_1 = 0.1938$.

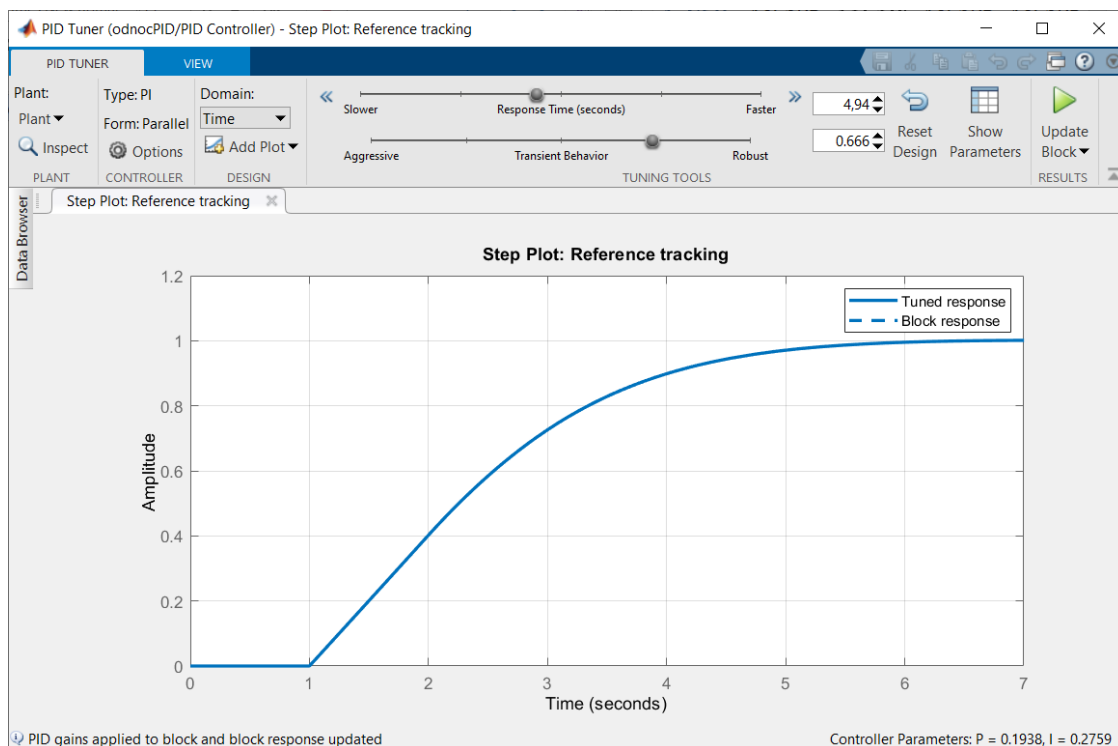


Рис. 3.11. Встановлення оптимальних параметрів налаштування III-регулятора в одноконтурній системі автоматичного керування

Одже:

$$W_{зам}(p) = \frac{0,4053 + 0,2847p}{0,712p^2 + 0,4053 + 1,2847p}.$$

3.3.2. Обчислення параметрів одноконтурної системи з регулятором типу ПІД

Якщо використовується ПІД-регулятор, то функція передачі відкритої системи буде виглядати наступним чином:

$$\begin{aligned} W_{роз}(p) &= W_p(p) \cdot 1,469 / (0,712p + 1) = \\ &= 1,469 \cdot (C_1p + C_0 + C_2p^2) / p \cdot (0,712p + 1) = \\ &= 1,469 \cdot (C_1p + C_0 + C_2p^2) / (p + 0,712p^2). \end{aligned}$$

У цьому випадку передавальна функція замкненої системи буде мати наступний вигляд:

$$\begin{aligned} W_{зам}(p) &= \frac{1,469(C_1p + C_2p^2 + C_0)}{0,712p^2 + p} \Big/ 1 + \frac{1,469(C_0 + C_1p + C_2p^2)}{0,712p^2 + p} = \\ &= 1,469(C_1p + C_2p^2 + C_0) / 0,712p^2 + p + 1,469(C_0 + C_1p + C_2p^2). \end{aligned}$$

Для визначення параметрів C_2 , C_0 та C_1 ПІД-регулятора ми скористаємося функцією Tune в середовищі Matlab. З отриманих результатів, які представлені на рисунку 3.12, ми отримаємо значення $K_d = C_2 = 0,0$; $K_p = C_1 = 0,21790$; $K_i = C_0 = 0,29490$.

Одже:

$$W_{зам}(p) = \frac{0,4332 + 0,3201p}{1,3201p + 0,712p^2 + 0,4332}.$$

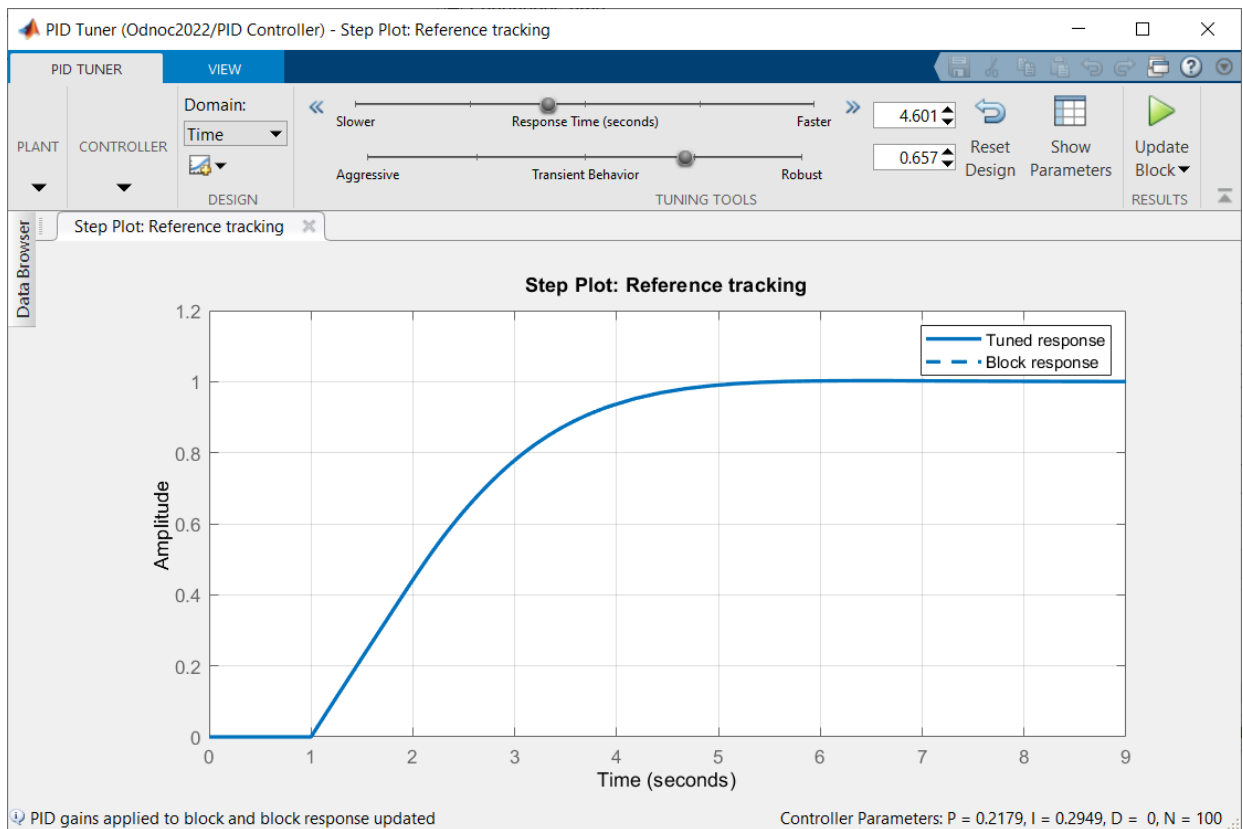


Рис. 3.12. Дослідження оптимальних параметрів ПІД-регулятора в одноконтурній системі автоматичного керування

3.4. Встановлення стійкості систем автоматичного керування

Згідно з критерієм Михайлова, система автоматичного керування буде стійкою, якщо годограф Михайлова, починаючи з дійсної додатної осі та рухаючись проти годинникової стрілки, перетинає певну кількість (n - квадрантів), де n - ступінь характеристичного рівняння.

Характеристичний поліном в загальному вигляді має таку формулу:

$$F(p) = a_n p^n + a_{n-1} p^{n-1} + \dots + a_1 p + a_0.$$

Проведучи підстановку $j\omega$ замість змінної p , ми отримаємо такий вираз для функції комплексної змінної: $F(j\omega) = a_n (j\omega)^n + a_{n-1} (j\omega)^{n-1} + a_{n-2} (j\omega)^{n-2} + \dots + a_1 (j\omega) + a_0$.

Отриману функцію можна представити як суму дійсної та уявної частин:

$$F(j\omega) = P(\omega) + jQ(\omega).$$

Під час зміни параметра ω від 0 до ∞ , кінець вектора $F(j\omega)$ буде описувати

конкретну криву (рис. 3.13), яка відома як характеристична крива або, точніше, годограф Михайлова. Цей графік визначається так, що його форма служить показником стійкості системи автоматичного керування.

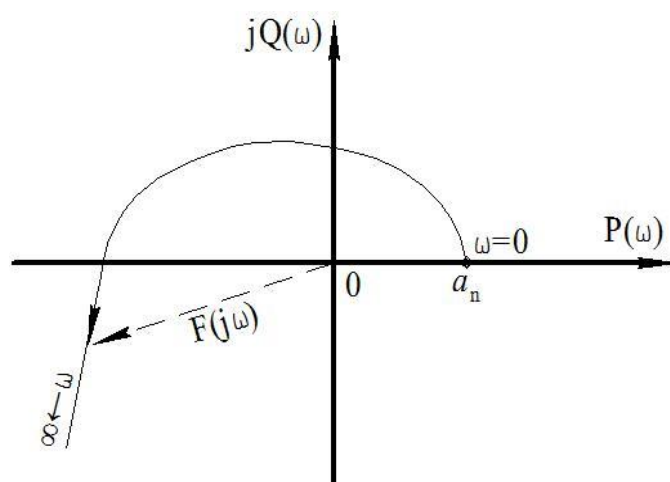


Рис. 3.13. Загальний вигляд Годографа Михайлова

Годограф Михайлова $F(j\omega)$ починається в точці, що лежить на додатній частині дійсної осі на відстані від початку координат, яка дорівнює певному значенню a_n . Для стійких систем керування характерні криві мають плавну спіралеподібну конфігурацію, що відображено на рисунку 3.14. Вони спрямовані до нескінченності у квадранті, номер якого відповідає порядку характеристичного рівняння системи.

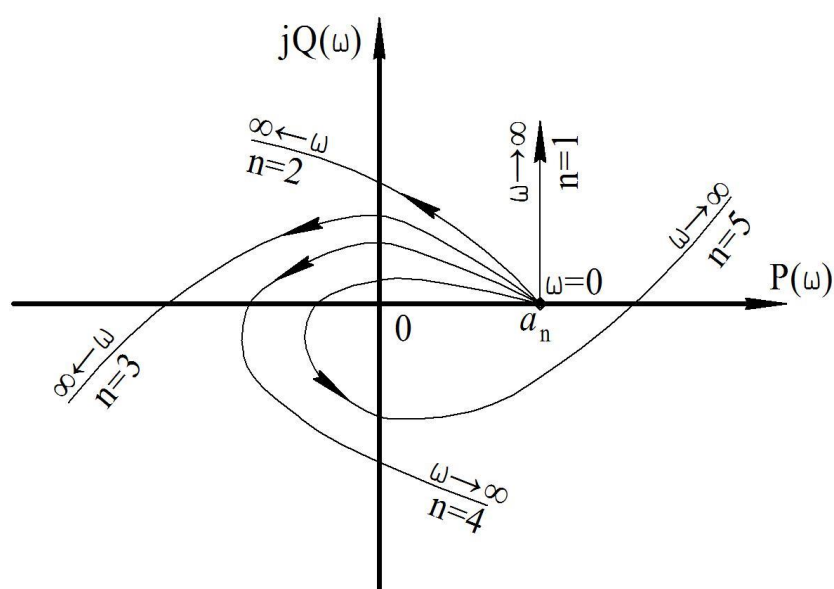


Рис. 3.14. Приклади стійких систем

3.4.1. Процес дослідження стійкості одноконтурної САК з ПІ-регулятором

Виконаємо дослідження стійкості за алгоритмом наведеним вище:

$$F(p) = 1,2847p + 0,712p^2 + 0,4053.$$

$$F(j\omega) = 1,2847j\omega - 0,712\omega^2 + 0,4053$$

$$Q(\omega) = 1,2847\omega;$$

$$P(\omega) = 0,4053 - 0,712\omega^2.$$

Годограф Михайлова на рисунку 3.15 створено за допомогою програмного продукту Mathcad. Відповідно до критерію Михайлова, система автоматичного керування є стійкою, оскільки годограф проходить через два квадранти і рухається в нескінченність.

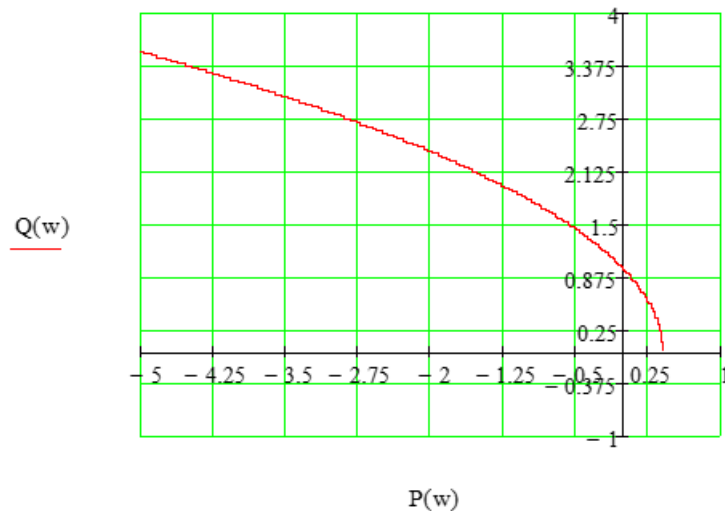


Рис. 3.15. Годограф одноконтурної САК із ПІ-регулятором

3.4.2. Процес дослідження стійкості одноконтурної САК з ПІД-регулятором

Виконаємо дослідження стійкості за алгоритмом наведеним вище:

$$F(p) = 1.3201p + 0.712p^2 + 0.4332.$$

$$F(j\omega) = 1,3201j\omega - 0,712\omega^2 + 0,4332$$

$$Q(\omega) = 1,3201\omega;$$

$$P(\omega) = 0,4332 - 0,712\omega^2.$$

Годограф Михайлова, представлений на рисунку 3.16, створено за допомогою програмного продукту Mathcad.

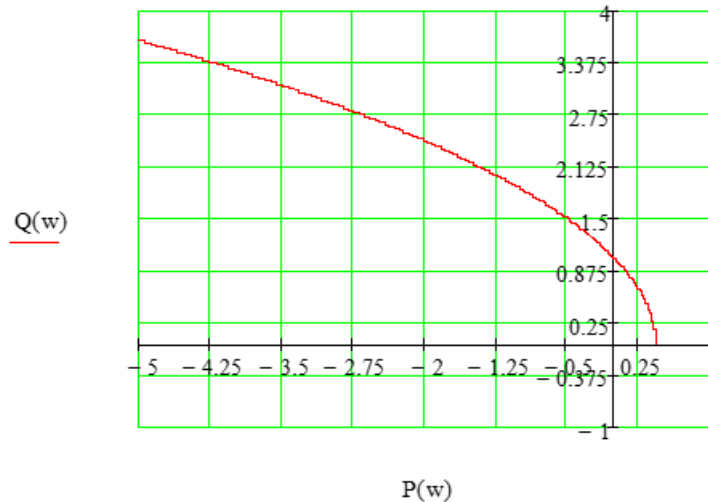


Рис. 3.16. Годограф одноконтурної САК з ПІД-регулятором

За критерієм Михайлова система автоматичного керування вважатиметься стійкою, оскільки годограф проходить через два квадранти і рухається в нескінченність.

3.5. Аналіз параметрів ефективності системи автоматичного керування

Оскільки є необхідність оцінити якість перехідного процесу, ми виконаємо це завдання за допомогою програмного продукту Matlab, зокрема середовища Simulink. Ми побудуємо перехідну характеристику системи автоматичного керування (САК) і на основі аналізу цієї характеристики визначимо такі параметри, як тривалість перехідного процесу та перерегулювання.

3.5.1. Створення графіків перехідних характеристик для одноконтурної системи автоматичного керування

На рисунку 3.17 представлена структурна схема, а також змодельована

перехідна характеристика системи автоматичного керування (САК) з ПІ-регулятором у середовищі Matlab. Для системи з ПІД-регулятором відображено відповідну структурну схему та перехідну характеристику на рисунку 3.18.

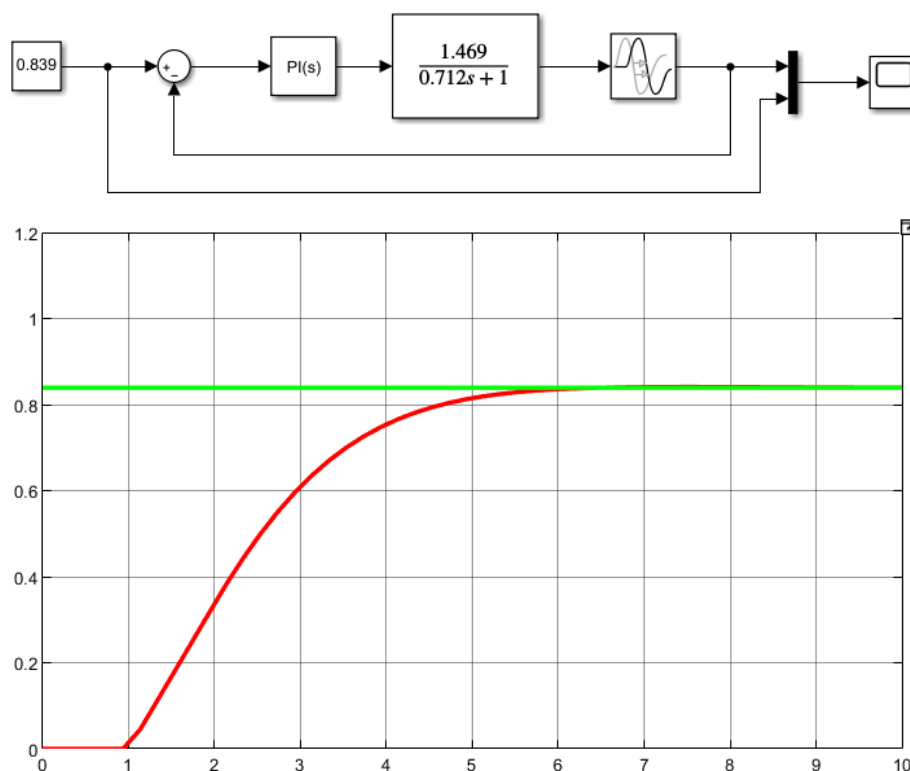
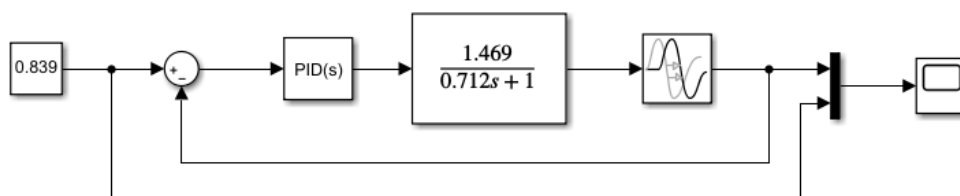


Рис. 3.17. Перехідна характеристика САК із ПІ-регулятором

Для оцінки якісних характеристик розробленої системи автоматичного керування використовуємо такі показники:

- перерегулювання: $\delta = 0\%$;
- тривалість перехідного процесу: $t_n = 6$ годин.



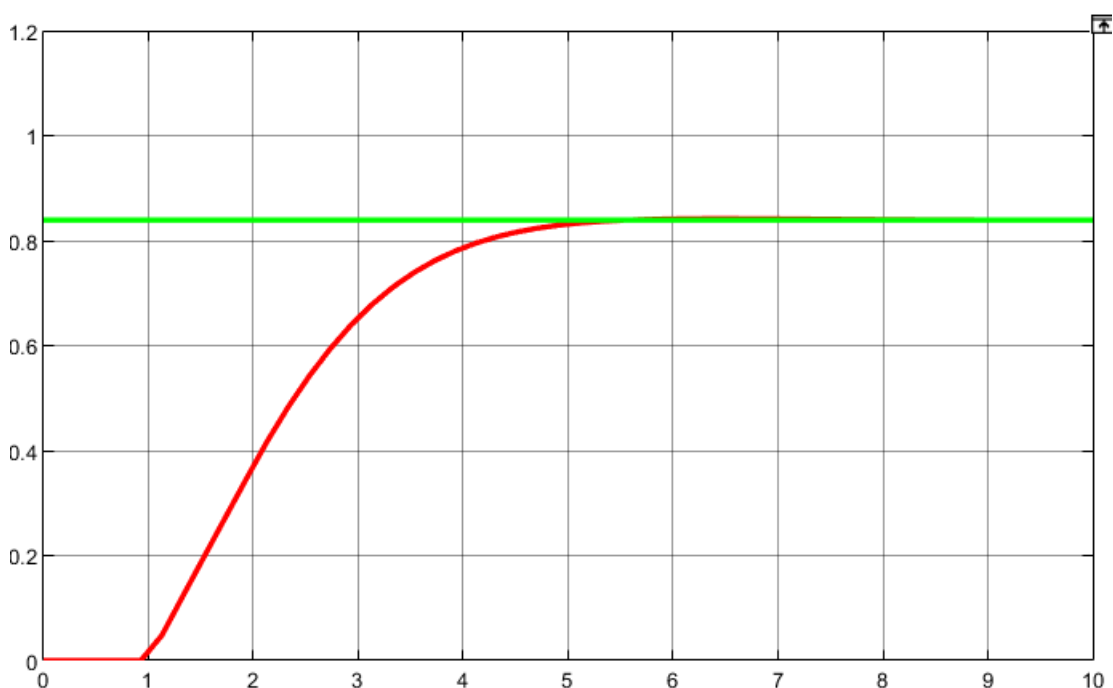


Рис. 3.18. Перехідна характеристика САК із ПІД-регулятором

Для оцінки якісних характеристик розробленої системи автоматичного керування використовуємо такі показники:

- перерегулювання: $\delta = 0\%$;
- тривалість перехідного процесу: $t_n = 5,1$ годин.

Висновки до розділу 3

У розділі магістерської роботи, який був описаний вище, проведено синтез системи керування, використовуючи нечітку логіку. Одноконтурна схема автоматичного керування була розроблена з використанням ПІ- та ПІД-регуляторів. За допомогою функції Tune у програмному продукті Matlab було визначено оптимальні параметри для налаштування регуляторів. Проведений аналіз стійкості розробленої системи автоматичного керування з використанням критерію Михайлова. Також була виконана побудова перехідних характеристик та визначені якісні показники.

РОЗДІЛ 4

РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ

4.1. Створення функціональної схеми системи автоматизації

У загальному розумінні функціональна схема автоматизації (ФСА) є основним технічним документом, що відображає функціонально-блокову структуру всіх складових елементів певної системи автоматичного контролю, керування або регулювання технологічного процесу. Вона також містить опис обладнання об'єкта автоматизації разом із відповідними пристроями та засобами автоматизації.

Зазвичай на деталізованих функціональних схемах автоматизації відображаються наступні елементи: датчики, перетворювачі, вибіркові пристрої, блоки управління, вторинні пристрої, сигналізаційне обладнання, виконавчі механізми, запірні пристрої та регулюючі органи. Прямокутники щитів чи пультів можуть розташовуватися у нижній або верхній частині схеми.

В блоку "Прилади місцеві" розміщуються прилади та засоби автоматизації, які розташовані поза щитами та прямо пов'язані з використовуваним обладнанням. Пристрої відбору та приймання і первинні вимірювальні перетворювачі вбудовуються безпосередньо в технічні апарати та трубопроводи, і їх не відображають на функціональній схемі автоматизації (ФСА).

Кожен засіб автоматизації, зображений на функціональній схемі автоматизації, отримує унікальне позиційне позначення. Для цього застосовуються арабські цифри, номери функціональних груп та літери українського алфавіту. Елементом усередині функціональної групи присвоюють буквені позначення в алфавітній послідовності відповідно до напрямку проходження сигналу та передачі інформації. Усе технічне обладнання та комунікації на функціональній схемі зображаються у спрощеній, узагальненій формі.

На трубопроводах врахована регулююча і запірна апаратура, яка активно взаємодіє з процесом контролю та управління.

Під час проектування ФСА отримано наступні результати:

- вибір основних технічних засобів автоматизації (ТЗА), які максимально відповідають визначеним вимогам та умовам ефективної роботи автоматизованого об'єкта;
- раціональний вибір методів вимірювання ключових технологічних параметрів;
- розташування засобів автоматизації на спроектованих щитах, пультів, технологічному обладнанні та трубопроводах;
- вибір приводів для виконавчих механізмів регуляції та запірних органів.

Розгорнута функціональна схема автоматизації (ФСА), яка була розроблена для досліджуваної установки (див. Додаток А), ілюструє процес відбору імпульсів, а також регулювання, контроль та реєстрацію трьох основних параметрів: тиску, витрати та температури.

Регулювання, вимірювання, контроль температури на установці, зокрема у реакторі Р-1, здійснюються наступним чином: електричний сигнал від датчика температури (позначеного як 2-а) передається по кабелю до цифрового контролера SIMART DR19 (позначеного як 2-б). Цей контролер відображає на цифровому табло поточне значення вимірюваної температури, встановлює завдання та регулює необхідні параметри. Отриманий регулюючий сигнал із клемних блочних затискачів, який представляє собою уніфікований електричний сигнал від 4 до 20 мА, направляєється на виконавчий механізм (позначений як 3). Цей механізм розташований на трубопроводі подачі пари до реактора Р-1. Відповідно до отриманого регулюючого сигналу, виконавчий механізм регулює подачу пари в реактор Р-1, відкриваючи або закриваючи регулюючий орган на трубопроводі, що збільшує або зменшує потік пари в реактор Р-1.

Контроль, вимірювання а також регулювання тиску всередині відстійника реактора Р-1 проводиться наступним чином: сигнал від датчика тиску (SITRANS P MS) (позначеного як 21-а) у вигляді уніфікованого електричного сигналу 4-20 мА передається по кабелю до цифрового контролера SIMART DR19 (позначеного як 21-б). На цифровому табло цей контролер відображає поточне значення

вимірюваного тиску, встановлює завдання та забезпечує необхідний регулюючий вплив. Отриманий регулюючий сигнал з клемних блочних затискачів, представляючи уніфікований електричний сигнал від 4 до 20 мА, подається на виконавчий механізм (позначений як 22), який розташований на лінії для виводу продуктів крекінгу, якими є гази та пари.

Контроль, вимірювання а також регулювання витрати сировини в процесі виходу із печі П-1 з деяким співвідношенням за витратою рециркуляту забезпечуються за допомогою датчика інтелектуального ультразвукового витратоміра SITRANS F (позначеного як 25-а). Уніфікований електричний сигнал, що коливається від 4 до 20 мА та пропорційний поточній витраті, поступає в цифровий контролер SIPART DR19 (позначений як 25-б - регулятор співвідношення), розташований на щиті КВП і А. З цього регулятора отримується керуючий сигнал, який подається на виконавчий механізм (позначений як 26), котрий встановлений на лінії змішування сировини та рециркуляту.

На даній установці верхній рівень автоматизації реалізовано за допомогою SCADA-системи, що забезпечує комплексне відображення перебігу технологічного процесу на екрані оператора, контроль параметрів, а також функції технологічної та аварійної сигналізації. Крім того, система виконує архівацію даних та формування статистичних звітів про перебіг процесу. Оператор має можливість дистанційно здійснювати налаштування регуляторів та коригувати їхні уставки безпосередньо під час функціонування технологічної системи.

4.2. Підбір засобів автоматизації

Процес відбору технічних засобів автоматизації реалізується враховуючи їхнє призначення, метрологічні характеристики та конкретні умови експлуатації. Всі метрологічні пристрої характеризуються конкретною границею пропорційності і точністю вимірювань. Точність визначається класом точності приладу, який виражений цифрами, що відповідають допустимому відхиленню основної приведенної похибки у відсотках.

Вибір типу приладу виконується відповідно до його призначення та

необхідних умов експлуатації. Під час першого етапу вибору встановлюється границя вимірювання для приладу, а після цього визначається клас його точності. Процес вибору ТЗА виконаний з урахуванням наступних вимог: тиск із допустимою похибкою $\pm 1,15\%$; витрата із приведеною похибкою $\pm 2,5\%$; сигналізація із похибкою $\pm 2,5\%$; температура із похибкою $\pm 30^\circ\text{C}$; рівень із приведеною похибкою $\pm 3\%$. На основі цих вимог визначено технічні засоби автоматизації, які представлені у таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Характеристика обраних приладів

Назва приладу	Позиція	Технічна характеристика
SITRANS CLS 100 (датчик рівня)	38-а	Діапазон вихідного сигналу становить 4-20 мА або 20-4 мА. Споживана потужність при живленні - до 40 В постійного струму або 28 В змінного струму, не більше 100 мА або 2 ВА. Температурний діапазон середовища коливається від -40 до плюс +110 °С (від мінус -40 до плюс 230 °F). Рівень захисту - IP65. Точність вимірювання - 2 мм.
SIREC D Displau Recorder (вторинний прилад показуючий, реєструючий)	13-б; 1-б; 14-б; 36-б; 35-б; 37-б	5-дюймовий активний матричний кольоровий дисплей з високим розширенням 320 х 240 пікселів, доступний в конфігураціях з 6 або 12 версіями каналів. Екран оснащений сенсорним панелем. Зберігання даних

		<p>може виконуватися на змінних 3.5-дюймових дискетах або картках пам'яті PC.</p> <p>Пристрій приймає вхідний сигнал у діапазонах 4-20 мА або 10-50 мА, з можливістю вибору між 6 або 12 каналами вводу. Роздільна здатність входу становить 0.006% від повного масштабу. Пристрій має формат файлової системи, сумісної з MS DOS.</p> <p>Тип дисплею - активна матриця TFT LCD з підсвічуванням CCFL.</p> <p>Роздільна здатність дисплею складає 320 (горизонталь) x 240 (вертикаль) пікселів, а активна область дисплею має розміри 3 x 4 дюйми. На екрані виводяться різні вікна, такі як час/дата, графічні представлення (смужки, бари), великі цифри, інформація про статус диска, статус системи чи Ident, а також кнопки для керування.</p> <p>Пристрій може реєструвати дані програмовано від 4 зразків в секунду до 1 зразка кожні 600 секунд. Клас</p>
--	--	---

		точності становить 0,1. Фізичні розміри пристрою - 96 мм × 80 мм × 60 мм.
4-а - 7-а, 1-а, 2-а, 13-а, 9-а, 11-а, 17-а, 15-а	Модель 244 ЕН (давач температури)	Вихідний сигнал SIPART DR19 представлений двома провідниковими аналоговими сигналами в діапазоні 4-20 мА, які лінійно змінюються в залежності від температури для термопар, терморезисторів або вхідного сигналу у мільвольтах або омах. Споживана потужність становить 42.4 В. Робочий режим з номінальними характеристиками встановлюється через 5 секунд після подачі напруги.
5-б; 9-б; 6-б; 2-б; 7-б; 4-б; 11-б; 19-б; 15-б; 21-б; 17-б; 23-б	SIPART DR19 (цифровий контролер)	SIPART DR19 є цифровим контролером, який використовує внутрішню пам'ять програми з розширеним набором стандартних функцій для контролю (регулювання) технологічних процесів автоматизації. Він забезпечує стандартний вхід для прямого з'єднання з температурними датчиками, термометрами опору та іншими датчиками із уніфікованими сигналами.

		<p>Структура входу включає регулятор постійного параметру з до двох уставок, слідкуючий регулятор, регулятор співвідношення та програмований регулятор. Вихідна структура має неперервний регулятор (20 мА). Пристрій має один аналоговий вхід, один аналоговий вихід, два дискретних входи (максимум 4) та два дискретних виходи (максимум 5).</p>
<p>EASY – E C клапан з поступальним ходом штока</p>	<p>3, 10, 12, 8, 18, 16, 20, 22, 28, 24, 26, 30, 36, 39, 32, 34</p>	<p>Універсальний клапан призначений для використання як у агресивних, так і в неагресивних середовищах. Клапан оснащений як розгуженими, так і нерозгуженими плунжерами, а також може мати металеві або м'які сідла. Робочі температури становлять до 538 °С. Клапан підтримує можливість дистанційної діагностики. На ньому можуть бути встановлені різноманітні приводи.</p>
SIPART DR21	11-б; 27-б; 29-б;	Два аналогових виходи, два

(цифровий контролер)	31-б; 33-б	дискретних входи (максимум 7), та два дискретних виходи (максимум 8).
SITRANS P MS (давач тиску)	19-а; 21-а; 23-а	Застосовується для визначення абсолютного і відносного тиску рідин, парів та газів. Діапазон вимірювання відносного тиску знаходиться в межах від 0,03 до 400 бар, а для абсолютного тиску - від 0 до 16 бар. Вихідний сигнал є незалежним від навантаження, зі значенням струму від 4 до 20 мА, який лінійно залежить від тиску. Клас точності становить 0,05.
SITRANS F (давач витрати)	29-а; 25-а; 27-а; 31-а; 35-а; 33-а; 37-а; 36-а	Споживана потужність складає приблизно 8 VA при напрузі 8 В. Діапазон сигналу становить від 4 до 20 мА, з верхньою межею від 20 до 22,5 мА. Максимальне навантаження досягає 600 В, мінімальна напруга для комунікації - 230 В. Вимірювальна труба та конвертер виготовлені з нержавіючої сталі. Температурний діапазон середовища коливається від -20 до 180 °C (за запитом може

		бути розширений від -40 до +180 °С). Індикатор - рідкокристалічний дисплей, два рядки по 16 символів. Клас точності - 0,06.
--	--	---

4.3. Створення принципової електричної схеми

Дані схеми призначені для відтворення принципу дії системи автоматизації. Вони ілюструють взаємодію окремих пристроїв, засобів автоматизації та допоміжного обладнання, що входять до складу функціональних вузлів систем автоматизації. У цих схемах враховано послідовність роботи та принцип дії компонентів. Вони слугують основою для розробки інших проектних документів, таких як зовнішній вигляд щита, таблиці з'єднань щитів і пультів, схеми зовнішніх з'єднань, схеми підключень та інші. Крім того, вони є необхідними для вивчення принципу функціонування систем автоматизації, а також в процесі налагодження та експлуатації. Створення принципових схем ґрунтується на технічних схемах автоматизації, враховуючи алгоритми роботи окремих контрольних вузлів та відповідні технологічні вимоги до системи автоматизації об'єкта.

Ці принципові електричні схеми мають на меті:

- забезпечити високу надійність;
- здійснювати простоту та ефективність;
- гарантувати зручність в експлуатації та роботі;
- забезпечувати чіткість дій.

Розповсюдженими є принципові електричні схеми сигналізації та управління, в яких використовуються елементи захисту і блокування. Ці схеми відображають всі фази змінного струму або полюси постійного струму. Електроапаратуру (реле, кнопкові перемикачі, магнітні стартери, автоматичні вимикачі й т. д.) на даних схемах відображують у відключених положеннях у випадку відсутності напруги в живильних колах та без механічних впливів.

Відповідно всі замикаючі контакти зображаються розімкнутими, а розмикаючі - замкнутими. У окремих випадках апаратуру можуть відображати в робочому положенні, а про це має бути пояснення на кресленні схеми.

У цьому дипломному проєкті розроблено схему управління насосним агрегатом Н-1 (Додаток Б). Створена схема управління насосом забезпечує можливість як ручного місцевого, так і відповідно ручного дистанційного керування насосом Н-1.

На представленій схемі відображено управління електродвигуном насосу Н-1, який подає сировину в резервуар. У випадку досягненні верхнього рівня автоматично спрацьовує реле верхнього рівня РВР, що вмикає магнітний пускач ПМ електродвигуна насосу. Пускач, активувавшись, залишається увімкненим, оскільки його обмотка отримує живлення через блок контакту ПМ і контакт реле нижнього рівня РНР. Зниження рівня до заданого РНР призводить до розмикання і відключення пускача, внаслідок чого насос зупиняється. Для місцевого управління використовуються кнопки КП (пуск) і КС (стоп). Лампа ЛС вказує на положення пускача.

Схема також включає захист двигуна від тривалого перевантаження за допомогою теплових реле, якими є РТ2 та РТ1. Додатковий захист від коротких замикань, який також активує відключення, у випадку, коли кінцевий вимикач не відключає двигун точно в момент досягнення заданого рівня, виконується автоматичним вимикачем В1. Кнопка КС дозволяє припинити роботу двигуна в будь-якому його положенні.

Висновки до розділу 4

У попередньому розділі були розглянуті основні проєктні рішення, що стосуються процесу автоматизації. Виконано відбір комплексу технічних засобів для автоматизації. Також розроблено принципову електричну схему для управління насосами.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У магістерській роботі проведено дослідження, спрямовані на створення системи управління реактором у процесі каталітичного крекінгу з використанням псевдозрідженого шару каталізатора. В ході виконання дослідження отримано наступні результати:

- Проведений аналіз технологічного процесу і докладний огляд наявних підходів до розв'язання поставленої задачі. Визначені параметри технологічного процесу та розглянуті перспективи його подальшого розвитку.

- Застосовано математичне моделювання для отримання передаточних функцій реактора в технологічному процесі каталітичного крекінгу. Ці функції використовуватимуться для проведення імітаційного моделювання системи автоматичного керування реактором.

- Розроблено нечіткий регулятор, і проведено аналіз якісних показників перехідних процесів у розробленій системі. Здійснено дослідження впливу задіяного регулятора витрати основного потоку газойлю на кінцеву якість стабілізації концентрації цільового продукту.

- Було проведено аналіз ефективності застосування одноконтурної системи автоматичного керування для стабілізації концентрації цільового продукту. Виявлено, що нечіткий регулятор виявляє кращі показники якості, функціонуючи як одноконтурна система з розробленими регуляторами.

- Розроблено основні проектні документи для системи автоматизації, а також відібрано всі необхідні технічні засоби автоматизації.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Братичак М.М. Технологія нафти та газу / Братичак М.М., Гринишин О.Б. – Львів: Вид-во НУ «ЛП», 2013.– 180 с.
2. Братичак М.М. Хімія нафти та газу / Братичак М.М., Гунька В.М. – Львів: Вид-во НУ «ЛП», 2020.– 448 с.
3. Гуменецький В.В. Процеси та обладнання нафтопереробних заводів / Гуменецький В.В. – Львів: Вид-во НУ «ЛП», 2002.– 440 с.
4. Гуменецький В.В., Гринишин О.Б. Розрахунок реакторних блоків установки каталітичного крекінгу / Методичні вказівки.– Львів: Вид-во НУ «ЛП», 2007.– 60 с.
5. Лазарєв Ю. Ф. Довідник з MATLAB / Електронний навчальний посібник з курсового і дипломного проектування. – К.: НТУУ "КПІ", 2013. – 132 с.
6. Оптимізація технологічних процесів в середовищі MATLAB [Електронний ресурс]: навч. посіб. для здобувачів ступеня бакалавр за освітньою програмою «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології» спеціальності 174 (151) «Автоматизація, комп'ютерно- інтегровані технології та робототехніка» / А. І. Жученко, Л. Р. Ладієва, Р. М. Дубік, Є. О. Тюріна; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського. – 2024. – 161 с.
7. Кіракосян, А. А. Автоматизації процесу каталітичного крекінгу з киплячим каталізатором: магістерська дис.: 151 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології / Кіракосян Артем Арташесович. - Київ, 2023. – 68 с.
8. Коржик М.В. Програмні засоби моделювання систем керування: Метод. вказівки до викон.робіт комп. практ. для студ. напр. «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» / Уклад.: М.В. Коржик. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. 44 с.
9. Топільницький П.І. Технологія первинної переробки нафти і газу / Петро Топільницький, Олег Гринишин, Остап Мачинський.– Львів: Вид-во НУ «ЛП», 2014.– 468 с.
10. Інтегровані та адаптивні системи керування [Текст] : конспект лекцій / Г.

Н. Семенцов, І. І. Чигур, Я. Р. Когуч, М. М. Дранчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2016. – 65 с.

11. Нестеренко Б.Б., Новотарський М. А. Штучні нейронні мережі: обчислення. Київ: Ін-т математики НАН України, 2004. 408 с.

12. Автоматизація виробничих процесів в енергетиці [Текст]: навч. посіб. / Г. Н. Семенцов, Я. Р. Когуч, М. В. Шавранський, М. М. Дранчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2003. – 372 с.

13. Кононюк А. Ю. Нейронні мережі і генетичні алгоритми. К.: Корнійчук, 2008. 446 с.

14. Горбійчук, М. І. Теорія автоматичного керування [Текст]: метод. вказівки до виконання курс. роботи / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2021. – 57 с.

15. Семенцов Г. Н. Теорія автоматичного керування. Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 1999. 610 с.

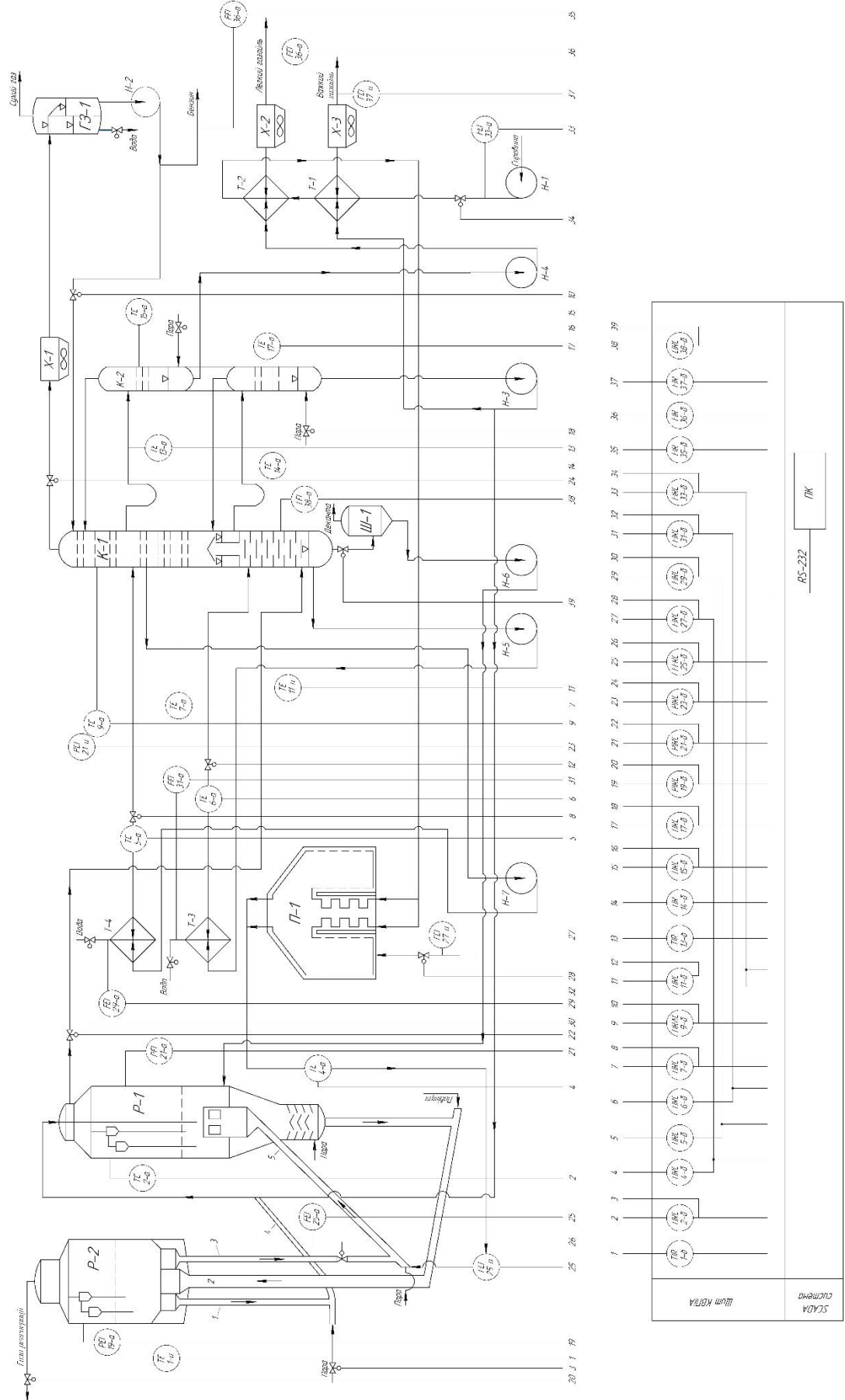
16. Горбійчук, М. І. Математичні методи оптимізації [Текст]: навч. посіб. / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2018. – 302 с.

17. Дранчук М.М. Проектування систем автоматизації технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Навчальний посібник. Івано-Франківськ: Факел, 2005. 448 с.

ДОДАТКИ

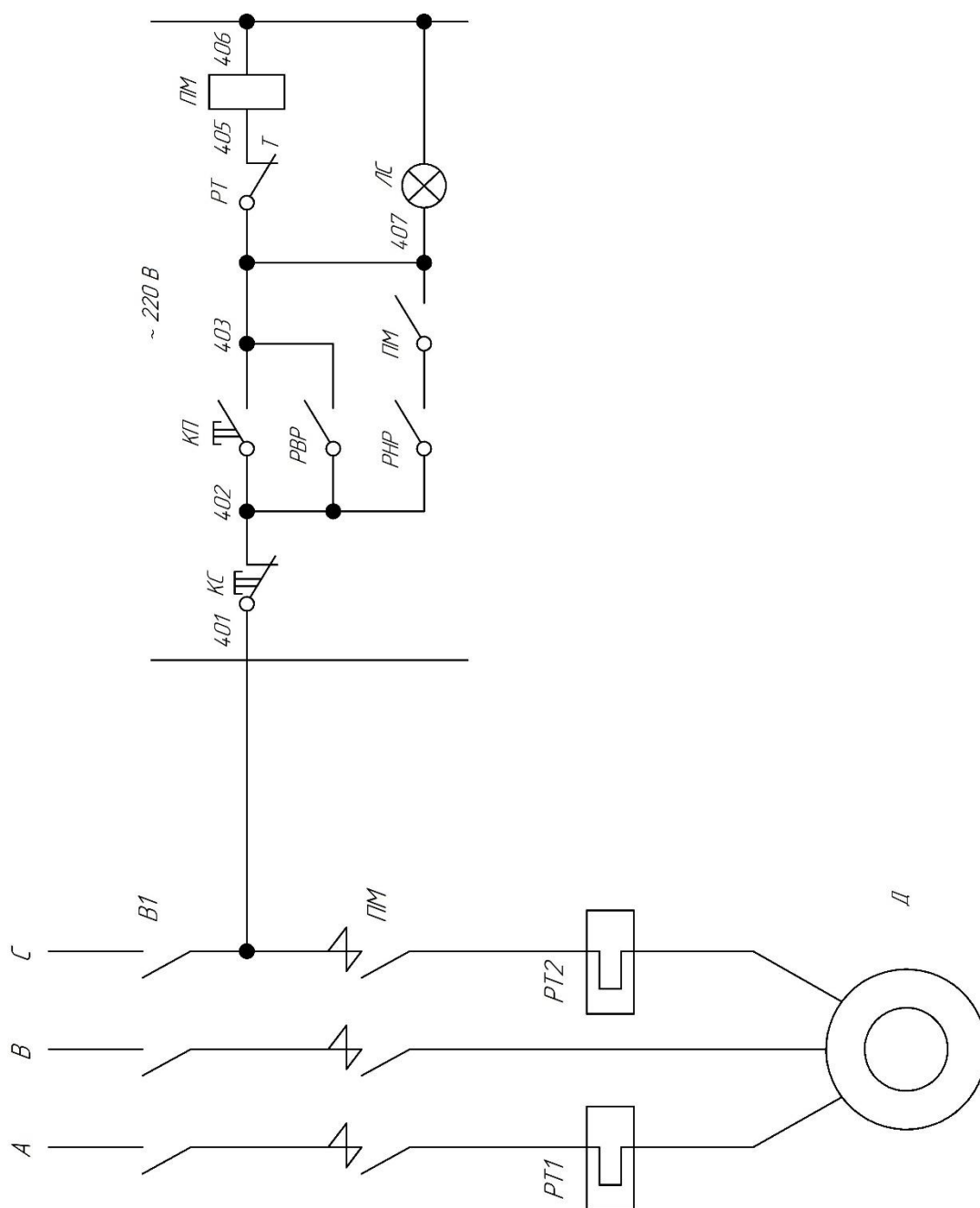
Додаток А

Функціональна схема автоматизації



Додаток Б

Принципова електрична схема



Додаток В

ІВАНО-ФРАНКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ
ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАФТИ І ГАЗУ
ФАКУЛЬТЕТ ІНФОРМАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ІНФОРМАЦІЙНІ ТЕХНОЛОГІЇ В ОСВІТІ, ТЕХНІЦІ ТА ПРОМИСЛОВОСТІ

МАТЕРІАЛИ
НАУКОВО-ПРАКТИЧНОЇ
КОНФЕРЕНЦІЇ

Івано-Франківськ

2025

<i>М. І. Горбійчук, І. С. Єднак, Ю. В. Пилипчук</i>	Синтез оптимальної системи автоматичного керування процесом низькотемпературної сепарації природного газу	73
<i>В. О. Лось, О. В. Кучмистенко</i>	Моделювання та дослідження системи регулювання температурних режимів установки гідроочищення гасу в середовищі Aspen Hysys	75
<i>Є. Т. Боднарук, О. В. Кучмистенко</i>	Дослідження автоматизованої системи керування установки атмосферної перегонки нафти	77
<i>Н. М. Паньків, О. В. Кучмистенко</i>	Опис структурних зв'язків системи автоматичного регулювання барабанного котла	79
<i>Д. О. Бабенко, А. І. Лагойда</i>	Інтелектуалізація системи керування процесом хлорування бензолу з використанням цифрового двійника	81
<i>В. К. Калініченко, А. І. Лагойда</i>	Створення системи керування технологічним процесом виробництва технічного вуглецю шляхом термічного розкладання	83
<i>А. І. Яблонський, А. І. Лагойда</i>	Розроблення системи керування реактором у технології каталітичного крекінгу з псевдозрідженим шаром	85
<i>І. В. Савчин, А. І. Лагойда</i>	Модернізація системи автоматизованого керування процесом гідравлічного розриву пласта на нафтових і газових родовищах із використанням нечіткої логіки	87
<i>В. О. Ткаченко, А. І. Лагойда</i>	Синтез автоматизованої нейромережевої системи керування скруббером для депарафінізації дизельного палива	90
<i>М. К. Калініченко, А. І. Лагойда</i>	Оптимізація багаторівневої системи автоматизованого керування процесом переробки вторинного нафтового дистилляту	92
<i>М. О. Дідоха, Л. І. Лагойда</i>	Розробка автоматизованої системи керування газоперекачувальним агрегатом із застосуванням нечіткого регулятора	94
<i>Н. С. Шеремета, Л. І. Лагойда</i>	Автоматизоване визначення та ідентифікація реальних приведених характеристик відцентрових нагнітачів	96

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

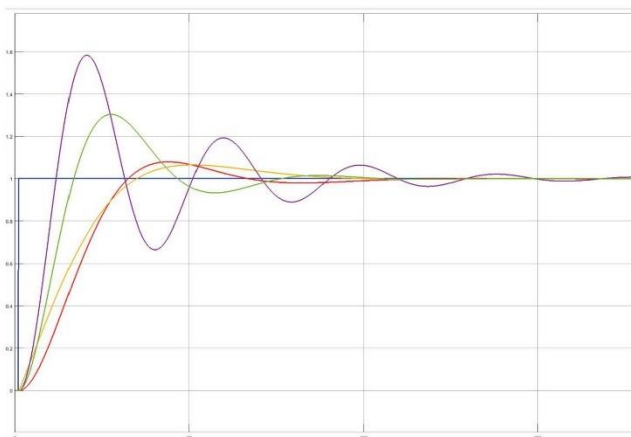


Рисунок 4 - Графіки перехідних характеристик

Літературні джерела

- 1 Когутяк, М. І. Технічні засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб. / М. І. Когутяк. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ Факел, 2008. – 212 с.
- 2 Горбійчук, М. І. Алгоритми ідентифікації з адаптивною математичною моделлю процесу буріння [Текст] / М. І. Горбійчук // Науковий вісник Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу. – 2002. – № 1. – С. 55-59.

УДК 681.5

РОЗРОБЛЕННЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ У ТЕХНОЛОГІЇ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ

А. І. Яблонський, А. І. Лагойда

*ІФНТУНГ, 76019, м. Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел.(0342)727167,
e-mail: andrii.lahoida@nung.edu.ua*

Основною метою процесу каталітичного крекінгу є отримання високооктанових компонентів бензину, а також більш важких дистилатів, що утворюються під час атмосферної та вакуумної перегонки нафти.

Характер перебігу процесу визначається режимом роботи установки, властивостями сировини та дисперсністю каталізатора, від яких залежить співвідношення ролі дифузійних та абсорбційних явищ. Загальна швидкість процесу обмежується найповільнішою його стадією. За високих температур, коли реакції на поверхні каталізатора протікають інтенсивно, процес контролюється дифузійними факторами. Зі зниженням температури швидкість хімічних реакцій зменшується більшою мірою, ніж швидкість дифузії, що формує перехідну область, де обидва фактори мають співставний вплив. У випадку середніх температур домінує кінетичний режим, у якому швидкість

визначається переважно хімічною кінетикою. Відповідно, для інтенсифікації процесу необхідно або підвищувати температуру, або посилювати масоперенесення шляхом збільшення подачі сировини до поверхні каталізатора.

Аналіз технології каталітичного крекінгу у псевдозрідженому шарі показав, що визначальним апаратом, від коректної роботи якого суттєво залежать якісні характеристики кінцевого продукту, є реактор.

Для математичного моделювання процесів у реакторі використано рівняння матеріальних балансів за основними компонентами: газойлем, побічними фракціями та бензином. На цій основі сформульовано систему диференціальних рівнянь, що описують динаміку зміни параметрів у часі, та визначено передавальні функції для всіх каналів регулювання.

У ході досліджень розроблено систему керування реактором, яка передбачає два контури регулювання. Основний контур описує залежність між витратою газойлю, що надходить у реактор, та концентрацією бензину в цільовому продукті:

$$W_{\Delta Q_1(p) \rightarrow \Delta K_{B41}(p)} = \frac{1,469}{0,712p + 1};$$

Додатковий контур керування пов'язує зміну витрати рециркульованого газойлю та бензину, що подаються до реактора, з концентрацією бензину в потоці цільового продукту:

$$W_{\Delta Q_2(p) \rightarrow \Delta K_{B41}(p)} = \frac{1,69}{0,712p + 1}.$$

На рисунку 1 подано структурну схему та змодельовану у Matlab перехідну характеристику САК з ПІ-регулятором, а на рисунку 2 – із ПІД-регулятором.

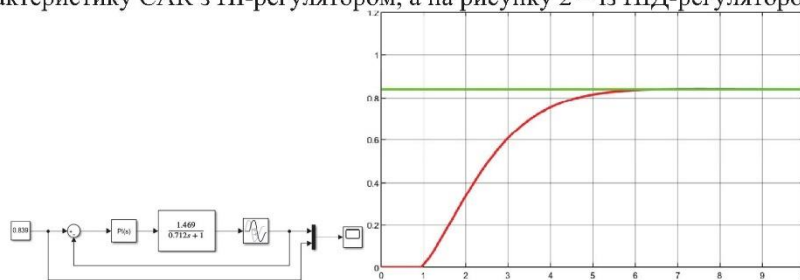


Рисунок 1 - Дослідження перехідної характеристики САК із ПІ-регулятором

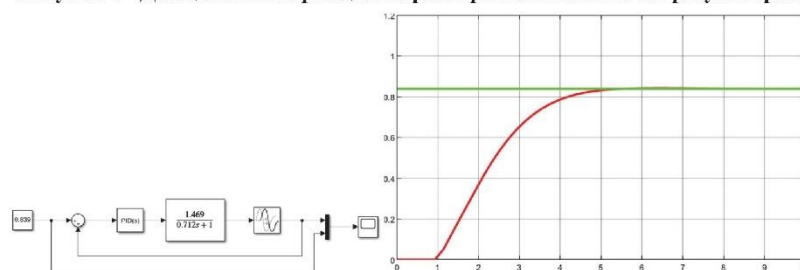


Рисунок 2 - Дослідження перехідної характеристики САК із ПІД-регулятором

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

На рисунку 3 подано розроблену структурну схему системи, що реалізує керування із застосуванням нечіткого регулятора.

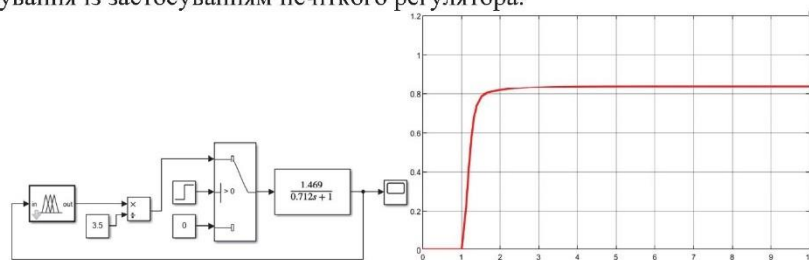


Рисунок 3 - Дослідження перехідної характеристики САК на базі нечіткої логіки

Літературні джерела

- 1 Горбійчук, М. І. Математичні методи оптимізації [Текст] : лаб. практикум / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2016. – 79 с.
- 2 Новотарський М. А., Нестеренко Б.Б. Штучні нейронні мережі: обчислення. Київ: Ін-т математики НАН України, 2004. 408 с.
- 3 Семенов Г.Н. Автоматизація процесів переробки нафти і газу. Львів, 1992. 268 с.
- 3 Кононюк А. Ю. Нейронні мережі і генетичні алгоритми. К.: Корнійчук, 2008. 446 с.

УДК 681.5

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ГІДРАВЛІЧНОГО РОЗРИВУ ПЛАСТА НА НАФТОВИХ І ГАЗОВИХ РОДОВИЩАХ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ НЕЧІТКОЇ ЛОГІКИ

І. В. Савчин, А. І. Лагойда

*ІФНТУНГ, 76019, м. Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел.(0342)727167,
e-mail: andrii.lahoida@nung.edu.ua*

Гідравлічний розрив пласта є високоефективним методом підвищення продуктивності нафтових та газових свердловин. Процес полягає у формуванні нових або розширенні існуючих тріщин у пласті шляхом нагнітання рідини або піни під високим тиском через свердловину. Для забезпечення стабільної проникності тріщин вони заповнюються спеціальним закріплюючим агентом. Під дією тиску закріплені тріщини не повністю замикаються, що призводить до істотного збільшення ефективної фільтраційної поверхні свердловини. Крім того, у деяких випадках процес активує додаткові зони пласта, які раніше не брали участі у видобутку.

Незважаючи на ефективність, технологія гідравлічного розриву пласта перебуває на ранніх стадіях розвитку, що обумовлює необхідність постійного вдосконалення її технологічної бази. Одним із перспективних напрямів є розробка систем керування на основі методів нечіткої логіки. Основною



ITETI20250125

СЕРТИФІКАТ

УЧАСНИКА КОНФЕРЕНЦІЇ

0,15 кредити ECTS

ЯБЛОНСЬКИЙ А. І.

Всеукраїнська Інтернет-конференція молодих учених і студентів
«Інформаційні технології в освіті, техніці та промисловості»



09 жовтня 2025

Голова організаційного комітету

Сергій ЗІКРАТІЙ



Івано-Франківськ