

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

МР.АКПм-02.00.00.000 ПЗ

Група АКПм-24-1

Юрій Библів

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

Библів Юрій Тарасович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК 681.5
(індекс)

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

Синтез системи автоматичного керування трубчастою піччю блоку стабілізації
(назва роботи)

установки каталітичного риформінгу

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 Л.І. Лагойда
(посада) (підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

Здобувач освітнього ступеня

АКПм-24-1 Ю.Т. Библів
(шифр групи) (підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

Науковий керівник

доцент, к.т.н. А.І. Лагойда
(науковий ступінь, вчене звання) (підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

Допущено до захисту

Завідувач кафедри

доцент, к.т.н. А.І. Лагойда
(посада) (підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

Рецензент

доцент, к.т.н. І.І. Чигур
(посада) (підпис) (дата) (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**

Библів Юрій Тарасович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Синтез системи автоматичного керування трубчастою піччю блоку стабілізації установки каталітичного риформінгу

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

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

затвердені 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. Вивчення технологічного процесу стабілізації каталізатора на установці каталітичного реформінгу. 2. Математичний опис апарату. 3. Створення системи управління технологічним процесом.

4. Створення системи керування з використанням нечіткої логіки. Загальні висновки.

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

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.

У процесі виконання магістерської роботи створено ефективну систему автоматичного керування блоком стабілізації установки каталітичного риформінгу. Проведені дослідження засвідчили, що трубчаста піч є визначальним елементом, який суттєво впливає на динаміку роботи блока стабілізації. На основі отриманих висновків розроблено узагальнену та спрощену параметричні схеми, що слугували основою для математичного моделювання процесу із застосуванням нормальних параметрів функціонування установки. У результаті моделювання визначено передавальні функції для головних і допоміжних каналів автоматичного регулювання.

Синтезовано одноконтурні та каскадні системи автоматичного керування на основі класичних ПД-регуляторів, а також реалізовано варіант системи з використанням нечіткої логіки. Крім того, розроблено комплекс основних проектних рішень, пов'язаних із процесом автоматизації, та здійснено вибір оптимальних технічних засобів для впровадження системи керування.

Ключові слова: риформінг, трубчаста піч, технологічний процес, математична модель, нечітка логіка, автоматичне регулювання.

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.

In the process of completing the master's thesis, an effective automatic control system for the stabilization unit of the catalytic reforming unit was created. The conducted studies showed that the tubular furnace is a determining element that significantly affects the dynamics of the stabilization unit. Based on the conclusions obtained, a generalized and simplified parametric scheme was developed, which served as the basis for mathematical modeling of the process using normal parameters of the operation of the unit. As a result of the modeling, transfer functions for the main and auxiliary channels of automatic control were determined.

Single-loop and cascade automatic control systems based on classical PID controllers have been synthesized, and a version of the system using fuzzy logic has been implemented. In addition, a set of basic design solutions related to the automation process has been developed, and the optimal technical means for implementing the control system have been selected.

Keywords: reforming, tubular furnace, technological process, mathematical model, fuzzy logic, automatic regulation.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ.....	9
ВСТУП.....	10
РОЗДІЛ 1	
ВИВЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СТАБІЛІЗАЦІЇ КАТАЛІЗАТОРА НА УСТАНОВЦІ КАТАЛІТИЧНОГО РЕФОРМІНГУ.....	14
1.1. Основний зміст процесу стабілізації та роль блоку стабілізації каталізатора.....	14
1.2. Опис властивостей вихідної сировини, отриманих продуктів і матеріалів.....	16
1.3. Огляд технологічної схеми установки стабілізації бензину.....	17
1.4. Технічний опис обладнання технологічного процесу.....	20
1.5. Контрольні та регулюючі параметри на блоку стабілізації бензину.....	22
1.5.1. Регулювання температури верха абсорбера К-6.....	23
1.5.2. Регулювання температури низу абсорбера К-6.....	23
1.5.3. Регулювання тиску у абсорбері.....	24
1.5.4. Регулювання питомої витрати абсорбенту.....	24
1.5.5. Регулювання рівня в абсорбері К-6 та колоні стабілізації К-7.....	24
1.5.6. Регулювання рівня в сепараторі С-8.....	25
1.5.7. Регулювання температури верху колони К-7.....	25
1.5.8. Регулювання температури низу колони К-7.....	25
1.5.9. Регулювання тиску в колоні К-7.....	26
1.5.10. Регулювання витрати газу в печі.....	26
1.6. Задачі магістерської роботи.....	29

РОЗДІЛ 2**МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС АПАРАТУ..... 30**

Висновки до розділу 2..... 38

РОЗДІЛ 3**СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ..... 39**

3.1. Оцінка функціонування існуючих систем автоматичного управління... 39

3.2. Аналіз існуючих систем автоматичного керування, проведений у порівняльному ключі..... 44

3.3. Створення схеми автоматизації..... 45

3.4. Створення одноконтурної системи автоматичного керування..... 47

3.5. Створення каскадної системи автоматичного керування..... 48

3.6. Аналіз стійкості одноконтурної системи автоматичного керування..... 51

3.7. Аналіз стійкості каскадної системи автоматичного керування..... 52

3.8. Дослідження якості систем керування..... 53

Висновки до розділу 3..... 55

РОЗДІЛ 4**СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ НЕЧІТКОЇ ЛОГІКИ..... 56**

4.1. Характеристики використання нечіткої логіки в системах автоматичного управління..... 56

4.2. Розробка системи автоматичного керування температурним режимом трубчастої печі за участю нечіткого регулятора..... 58

Висновки до розділу 4..... 63

РОЗДІЛ 5**РОЗРОБКА АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ..... 64**

5.1. Розробка блок-схеми системи управління та контролю..... 64

5.2. Підбір та обґрунтування технічних засобів автоматизації..... 66

5.2.1. Підбір мікропроцесорного контролера..... 66

5.2.2. Вибір індикаторів технологічного процесу на основі мікропроцесорів.....	69
5.2.3. Підбір необхідних давачів.....	71
5.2.3.1. Давачі температури.....	71
5.2.3.2. Давачі рівня.....	72
5.2.3.3. Давачі тиску.....	72
5.2.3.4. Давачі витрати.....	73
5.2.3.5. Підбір виконавчого механізму.....	74
5.3. Технічне втілення автоматизованої системи.....	75
5.3.1. Створення функціональної схеми автоматизації.....	75
5.3.2. Створення загального креслення щита.....	76
5.3.3. Створення схеми зовнішніх з'єднань і підключень.....	77
Висновки до розділу 5.....	78
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	79
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	80
ДОДАТКИ.....	81

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ

РО - регулюючий орган.

Fuzzy logic - нечітка логіка.

ФСА - функціональна схема автоматизації.

в.к.к. - висококиплячий компонент.

САК - система автоматичного керування.

ТЗА - технічні засоби автоматизації.

ВМ - виконавчий механізм.

н.к.к. - низькокиплячий компонент.

ТП - технологічний процес.

ОК - об'єкт керування.

ВСТУП

Актуальність теми. Каталітичний риформінг є одним із фундаментальних процесів сучасної нафтопереробки та нафтохімічного виробництва, значення якого постійно зростає, особливо у країнах з обмеженими обсягами видобутку легких нафтопродуктів.

Головними завданнями каталітичного риформінгу є:

1. Перетворення низькооктанових бензинових фракцій, отриманих під час переробки різних типів нафти, на високооктанові компоненти моторних бензинів у присутності каталізатора.

2. Модифікація вузьких або широких бензинових фракцій, добутих із нафти чи газового конденсату, у каталізаторі з подальшим виділенням ароматичних вуглеводнів - таких як бензол, толуол, етилбензол і ксилоли - за допомогою відповідних технологічних методів.

Окрім основного призначення, процес каталітичного риформінгу може бути ефективно використаний для отримання водню, палива та зрідженого нафтового газу. Завдяки цій універсальності у виробництві різноманітних продуктів, як сировину застосовують не лише бензинові фракції прямої перегонки, а й інші нафтопродукти.

Важливою особливістю процесу каталітичного риформінгу є його протікання у середовищі водневмісного газу при високих температурах і відносно низьких тисках, із використанням високоактивних каталізаторів. Основним завданням стабілізації каталізатора є перетворення нестабільного каталізатора у стабільний стан, що забезпечує сталість властивостей кінцевого продукту - бензину.

Отже, актуальною науково-прикладною проблемою є розроблення системи автоматичного керування трубчастою піччю, яка є ключовим елементом блоку стабілізації установки каталітичного риформінгу.

Мета і завдання дослідження. Основною метою цієї магістерської роботи є підвищення ефективності процесу каталітичного риформінгу шляхом оптимізації автоматичного керування трубчастою піччю в межах заданих технологічних параметрів блоку стабілізації. Для досягнення поставленої мети необхідно виконати такі основні завдання:

- розробити повну та спрощену параметричні схеми вибраного об'єкта керування;
- на основі номінальних параметрів роботи установки каталітичного риформінгу здійснити математичне моделювання технологічного процесу та визначити функції передач для відповідних каналів автоматичного регулювання;
- провести синтез одноконтурних і каскадних систем автоматичного керування із використанням класичних ПІД-регуляторів;
- розробити систему автоматичного керування, засновану на принципах нечіткої логіки;
- підготувати комплекс проектно-технічних рішень щодо автоматизації процесу та обґрунтувати вибір необхідних технічних засобів керування.

Об'єктом дослідження є технологічний процес каталітичного риформінгу, що реалізується в межах стабілізаційного блоку установки.

Предметом дослідження є побудова математичних моделей та створення алгоритмів координації роботи взаємопов'язаних технологічних елементів системи керування.

Методи дослідження. У процесі проведення дослідження застосовано методи математичного моделювання, що забезпечують можливість імітаційного відтворення процесів керування в блоці стабілізації установки каталітичного риформінгу.

Новизна отриманих результатів полягає у таких результатах:

- На основі сформованої параметричної схеми об'єкта керування побудовано математичну модель технологічного процесу, визначено передавальні

функції для основних і допоміжних контурів автоматичного регулювання, що стали базою для подальшого імітаційного моделювання.

- Використовуючи передавальну функцію температури стабілізованого каталізатора на вході печі, отриману шляхом застосування класичних регуляторів, розроблено одноконтурну систему автоматичного керування (САК). Додавши контур регулювання витрати суміші димових газів, створено каскадну САК, після чого виконано аналіз її стійкості та оцінено динамічні показники обох систем.

- Розроблено систему керування з нечіткою логікою, проведено моделювання перехідних процесів та здійснено оцінку її якісних характеристик.

- Завершено формування проєктної документації для системи автоматизації та здійснено вибір комплексу технічних засобів, необхідних для реалізації розроблених рішень.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами, грантами.

Тематика магістерської роботи відповідає напрямку роботи кафедри Автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій, який фінансується за державним бюджетом. Результати, отримані під час виконання науково-дослідних робіт, що реалізовувалися в рамках держбюджетних тем, таких як "Синтез комп'ютерних систем та розробка програмного забезпечення для об'єктів нафтогазового комплексу" (ДР № 011U605890) та "Науково-організаційні засади нарощування видобутку вітчизняних нафти і газу та диверсифікації постачання енергетичних ресурсів для підвищення енергетичної безпеки України" (ДР № 0115U007099), утворили наукову основу для виконання магістерської роботи.

Практичне значення отриманих результатів. Математичні моделі та системи автоматичного керування, розроблені в межах магістерської роботи, орієнтовані на реалізацію ефективного регулювання параметрів блоку стабілізації установки каталітичного риформінгу. Отримані результати становлять науково-практичну основу для формування інженерних рішень, спрямованих на підвищення ефективності та продуктивності функціонування автоматизованої

системи керування даним технологічним процесом.

Структура та обсяг магістерської роботи. Магістерська робота складається із вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаних джерел та 11 додатків. Повний обсяг магістерської роботи становить 96 сторінок: обсяг основного тексту - 79 сторінок, 33 рисунки, 6 таблиць; список використаних джерел, що включає 10 найменувань та займає 1 сторінку; 11 додатків на 16 сторінках.

РОЗДІЛ 1

ВИВЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СТАБІЛІЗАЦІЇ КАТАЛІЗАТОРА НА УСТАНОВЦІ КАТАЛІТИЧНОГО РЕФОРМІНГУ

1.1. Основний зміст процесу стабілізації та роль блоку стабілізації каталізатора

Досліджувана установка каталітичного реформінгу типу ЛГ-35-11/300 НД використовується для виробництва високооктанового компонента, який застосовується у виробництві автобензинів. Ця однопоточна установка складається з трьох відділень: каталітичного реформінгу, стабілізації каталізатора та попереднього гідроочищення сировини.

Блок стабілізації каталізатора установки ЛГ-35-11/300 використовується для вилучення з реформату легких вуглеводнів, таких як метан, етан, пропан і бутан. Процес стабілізації каталізатора реалізується за двоколонною схемою. У абсорбері фракціонування відбувається деетанізація каталізатора, а в стабілізаційній колоні відбувається відгазовування пропан-бутанової фракції від каталізатора.

Технологічний процес абсорбції призначений для розділення газових сумішей на окремі чисті компоненти за допомогою рідини, яку називають абсорбентом. Суть процесу абсорбції полягає в тому, що газова суміш, яку потрібно розділити, прокладає шлях через абсорбент, який поглинає один з компонентів цієї суміші.

Нестабільний каталізатор вводять у нижню частину абсорбера, а балансовану частину нестабільного каталізатору постачають у верхню частину абсорбера. В ролі абсорбента використовують стабільний каталізатор. Нестабільний каталізатор і абсорбент контактують між собою на тарілках. Під час проходження процесу у нижній частині абсорбера відділяється газ C_1-C_4 , а відповідно у верхній частині абсорбера відділяється сухий газ C_1-C_3 , який виводиться зверху абсорбера. Нестабільний каталізатор виводиться з нижньої

частини абсорбера і подається для подальшої обробки у стабілізаційну колону. У цій (стабілізаційній) колоні нестабільний бензин випаровується, виокремлюючи необхідну пропан-бутанову фракцію.

Процес стабілізації каталізатора ґрунтується на методі ректифікації, який використовується для розділення рідинних сумішей з різними температурами кипіння на окремі чисті компоненти. Компонент з нижчою температурою кипіння називається низькокиплячим (н.к.к.), а той, який має вищу температуру кипіння, - висококиплячим (в.к.к.).

Процедура ректифікації включає багатократну конденсацію та випаровування рідинної суміші, яка розділяється завдяки взаємодії рідкої та газової фази над тарілками. Нестабільний каталізатор підігрівається до температури 190,0 – 200,0 °C і вводиться у ректифікаційну колону. У колоні каталізатор розщеплюється на газову та рідку фази. Газова фаза, яка переважно містить низькокиплячі компоненти (C1 - C4), розділяється від рідкої, що включає висококиплячі компоненти (C5 і вище). Зазвичай, у газовій фазі міститься певна кількість висококиплячих компонентів, а у рідкій - певна кількість низькокиплячих компонентів.

На тарілці ректифікаційної колони відбувається наступний процес. Пара, яка вже існує, проходить через патрубок та переходить через шар рідини на тарілці. Температура цієї рідини є нижче, ніж температура парів. Під час контакту парів з рідиною вони охолоджуються, і важкі вуглеводні (C3-C4) з них конденсуються, тоді як легкі вуглеводні (C1-C4) нагріваються. Пара, що піднімається із тарілки, містить більше легких вуглеводнів, ніж та, що поступає на тарілку. Пройшовши кілька тарілок, пара майже повністю складається з легких вуглеводнів. Ці вуглеводні у вигляді дистилляту виводяться зверху колони. У час, коли рівень рідини на тарілці перевищує зливну перегородку, вона переливається на тарілку нижче за допомогою склянки. Концентрація важких вуглеводнів у даній рідині вища, ніж у тій, що поступає на тарілку. Рідина, рухаючись вниз по висоті колони, має все більшу концентрацію важких вуглеводнів, і приходить момент, коли концентрація важких вуглеводнів практично не змінюється. Тоді ця

рідина виводиться із нижньої частини колони у вигляді залишку.

1.2. Опис властивостей вихідної сировини, отриманих продуктів і матеріалів

Основною сировиною для блоку стабілізації являється нестабільний бензин, який має вміст сірки до 0,03% мас. Якість вихідної сировини повинна відповідати критеріям, зазначеним у таблиці 1.1.

Таблиця 1.1

Характеристики бензину нестабільного

Назва показника та його одиниці виміру	Числове значення показника
Густина, ρ_4^{20} кг/м ³	749,9 - 759,9
Вміст сірки, % мас	не більше 0,0299
Фракційний склад, °С:	
10% переганяється, не вище	98,9 - 103,9
п.к., не нижче	69,9 - 89,9
90% переганяється, не вище	159,9 - 165,9
50% переганяється, не вище	116,9 - 165,9
КК, не вище	169,9 - 182,9
Вуглеводневий склад, % мас:	
ароматичні	17,9 - 21,9
ненасичені	0,099 - 0,99
парафінові	40,9 - 45,9
нафтеніві	30,9 - 34,9
Википання, % об:	95,9 - 97,9

Дебутанізований бензин, який є кінцевим продуктом, повинен відповідати визначеним критеріям, зазначеним у таблиці 1.2.

Таблиця 1.2

Характеристика складу та властивостей вихідних продуктів

Назва показника та його одиниці виміру	Числове значення показника
Википання, % об:	95,9 - 97,9
Густина, ρ_4^{20} кг/м ³	749,9 - 759,9
Фракційний склад, °С:	
10%	69,9
п.к.	39,9
КК	194,9
90%	179,9
50%	114,9
Вуглеводневий склад, % мас:	
парафінові	44,1
ароматичні	18,9
ненасичені	0,89
нафтонові	32,9
Вміст сірки, % мас	не більше 0,029

1.3. Огляд технологічної схеми установки стабілізації бензину

Технологічна схема стабілізації, зображена на рисунку 1.1, включає наступні етапи: вуглеводневий газ із верхньої частини сепаратора С-8 подається в фракціонуючий абсорбер К-6, а нестабільний каталізатор із нижньої частини сепаратора С-8 подається у міжтрубний простір теплообмінника Т-1. Тут каталізатор нагрівається за рахунок тепла, що отримується від стабільного бензину, який перекачується насосом Н-3 з нижньої частини стабілізуючої колони К-7.

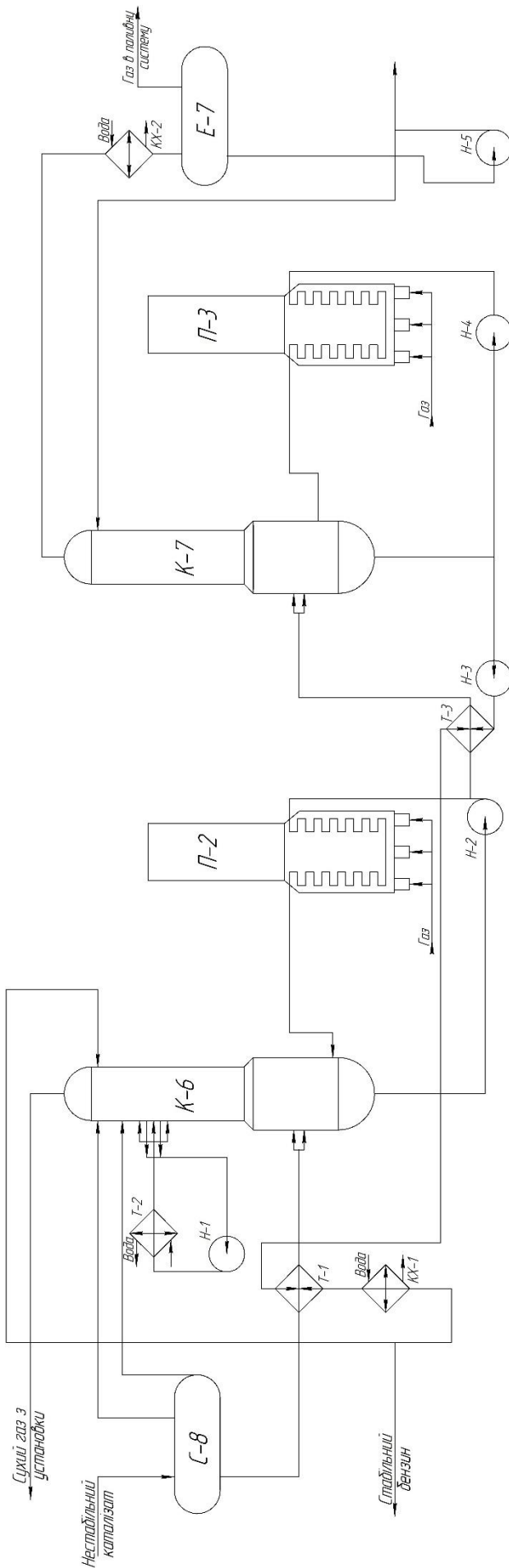


Рис. 1.1. Спрощена схема блоку стабілізації каталізату: С-8 - сепаратор; Т-1, Т-2, Т-3 - теплообмінники; Н-1, Н-2, Н-3, Н-4, Н-5 - насоси; КХ-1, КХ-2 - конденсатори-холодильники; П-2, П-3 - печі; Е-7 - ємність; К-6 - абсорбер; К-7 - стабілізаційна колона

Сам каталізатор підігрівається до температури 156°C (у режимі дебутанізації при тиску насичених парів за Рейдом, рівному 17,3 кПа) та 164,0 °C (у режимі депропанізації при тиску насичених парів за Рейдом, рівному 58,5 кПа).

В абсорбері К-6 здійснюється деетанізація каталізатору при тиску 1,4 МПа та температурі від 45 °C до 167 °C між низом і верхом колони. З метою забезпечення оптимальних умов технологічного процесу абсорбції у верхній частині абсорбера К-6 передбачено циркуляцію проміжного продукту за допомогою насоса Н-1. Процес відведення абсорбенту здійснюється з 30-ої, 36-ої та 42-ої тарілок, і потім подається в теплообмінник Т-2 на 34-ту, 40-ту та 46-ту тарілки, у відповідності.

З метою отримання сухого газу відповідної якості на верхній частині абсорберу для фракціонування К-6 насосом Н-3 направляється деяка кількість абсорбенту (стабільного каталізатору).

Сухий газ, який надходить зверху фракціонуючого абсорбера К-6, подається у паливну мережу вивченої установки. Деетанізований каталізатор, який є нестабільним із нижньої частини абсорбера для фракціонування К-6 розділяється на два потоки:

- Постійний потік нестабільного каталізатору направляється у піч П-2, де його нагрівають до температури приблизно 255 °C. Після цього каталізатор направляється у нижню частину фракціонуючого абсорбера К-6 для підтримання необхідної температури в нижній частині колони.

- Балансова частина нестабільного каталізатору прокачується у міжтрубний простір теплообмінника Т-3 за допомогою насоса Н-2, де вона нагрівається відповідно до робочого режиму стабілізаційної колони К-7 до температури в межах 190-200 °C за рахунок тепла, що виділяється стабільним каталізатором. Останній надходить знизу в колону К-7 за допомогою насоса Н-3. Нагрітий нестабільний каталізатор після теплообмінника Т-3 подається на 7-му і 9-му рівнях стабілізаційної колони К-7.

Верхній продукт, який виходить зі стабілізаційної колони К-7, проймає процес охолодження в конденсатор-холодильнику ХК-2 до температури 45 °C і

надходить в ємність Е-7.

"Головна" частина стабілізованого продукту з нижньої частини ємності Е-7 подається на прийом насосу Н-5. Цей насос забезпечує стабільний потік рідини у вигляді зрошення в верхню частину колони К-7. Зайвий об'єм рідини виводиться з установки через встановлений лічильник в акумулятори для зберігання газів.

Лишковий об'єм стабільного каталізатору з нижньої частини колони К-7 пройшовши через трубопровідний простір теплообмінників Т-3 та Т-1, охолоджується від 70 до 80 °С, а потім проходить через холодильник-конденсатор ХК-1, у якому охолоджується до температури приблизно 45 °С.

1.4. Технічний опис обладнання технологічного процесу

Опис характеристик використаного обладнання представлено в таблиці 1.3.

Таблиця 1.3

Характеристики задіяного обладнання

Назва елементів	Параметри обладнання
1	2
Колона К-6	Діаметр цистерни становить 1,20 метра, висота - 43,020 метра, товщина стінки корпусу складає $(14/16) \cdot 10^{-3}$ метра. Об'єм цистерни - 65,0 м ³ . Використовуються однозливні тарілки з ковпачками, загальна кількість - 53 одиниці.
Стабілізаційна колона К-7	Діаметр цистерни знаходиться в діапазоні від 1,20 до 1,40 метра, висота становить 31,660 метра, товщина стінки корпусу - 0,0140 метра. Об'єм цистерни складає 36,0 м ³ . Використовуються однозливні тарілки з ковпачками, загальна кількість - від 18 до 20 одиниць.
Теплообмінники Т-1 та Т-3	Використовуються подвійні горизонтальні апарати із плаваючою головою. Корпус має діаметр 0,7420 метра, загальна довжина становить 6,90 метра. Об'єм трубного простору складає 1,690 м ³ , а об'єм між трубними просторами - 3,80 м ³ . Допустимий робочий тиск становить 1,80 МПа, а температура - 164,0 °С.

Продовження таблиці 1.3

1	2
Рефлюксна ємність E-7	Використовуються подвійні горизонтальні апарати із плаваючою головою. Корпус має діаметр 0,7420 метра, загальна довжина становить 6,90 метра. Об'єм трубного простору складає 1,690 м ³ , а об'єм між трубними просторами - 3,80 м ³ . Допустимий робочий тиск становить 1,80 МПа, а температура - 164,0 °С.
Насос призначений для циркуляції абсорбера Н-1	Необхідна опора дорівнює 1,30 МПа. Абсолютний кінцевий тиск становить 1,660 МПа. Кількість обертів складає 29 обертів за хвилину. Продуктивність складає 8,30•10 ⁻³ м ³ /с.
Теплообмінник Т-2	Апарат горизонтальний, одноходовий за корпусом і чотирьохходовий за трубним пучком, жорстко трубний. Діаметр апарата становить 0,620 м. Загальна довжина складає 6,7250 м. Ємність міжтрубного простору дорівнює 1,0 м ³ . Допустимий робочий тиск становить 1,60 МПа. Найбільша температура становить 45,0 °С. Вмістимість трубного простору складає 0,8320 м ³ .
Холодильники-конденсатори ХК-1 та ХК-2	Апарат горизонтальний, подвійний кожухотрубний з жорсткими решітками. Діаметр апарата становить 0,620 м. Загальна довжина апарата – 5,990 м. Температура робочого середовища – 80,0 °С. Допустимий робочий тиск – 1,60 МПа.
Насос Н-3, котрим подається свіжий абсорбент у К-6	Продуктивність цього апарата складає 2,70•10 ⁻³ м ³ /с. Для його правильного функціонування необхідний підпір становить 1,260 МПа. Абсолютний кінцевий тиск, який він може витримати, дорівнює 1,80 МПа. Потужність електродвигуна, який обслуговує цей апарат, становить 5,50 кВт, і він обертається із швидкістю 2880,0 обертів за хвилину.

Продовження таблиці 1.3

1	2
Насос Н-5 для зрошення колони К-7	Виробнича здатність цього обладнання складає $5,6 \cdot 10^{-3}$ м ³ /с, а необхідний тиск для ефективної роботи становить 1,280 МПа. Воно може витримати абсолютний кінцевий тиск до 2,20 МПа. Електродвигун, який живить це обладнання, має потужність 17,50 кВт та обертається із швидкістю 2930,0 обертів за хвилину.
Сепаратор С-8	Конструкція апарата має форму горизонтального циліндра із сферичним днищем. Діаметр циліндра складає 2,0 м, товщина стінок корпусу - 0,0140 м, а об'єм становить 21,0 м ³ . Максимально припустимий робочий тиск апарата - 1,80 МПа, а максимальна допустима температура - 35,0 °С.
Насос Н-4, який перекачує залишок колони К-7	Виробнича спроможність складає $1,3 \cdot 10^{-2}$ м ³ /с, підтримуваний тиск становить 1,70 МПа, абсолютний кінцевий тиск, який становить 2,450 МПа. Потужність електродвигуна становить 30,0 кВт, з робочою швидкістю $n=2945,0$ об/хв.
Насос Н-2, який призначений для циркуляції залишку К-6 та живлення К-7	Об'єм виробничої продуктивності складає $2,4 \cdot 10^{-2}$ м ³ /с, опорний тиск дорівнює 1,40 МПа, абсолютний кінцевий тиск - 2,350 МПа. Потужність електродвигуна становить 60,0 кВт при робочому обертовому числі $n=1480,0$ об/хв.
Вертикальні циліндричні печі ПЗ та П2	Теплова напруга поверхні та обігріву складає 19,770 кДж·м ² /с для першої камери та 20,13 кДж·м ² /с для другої камери, кількість труб становить 28 штук.

1.5. Контрольні та регулюючі параметри на блоку стабілізації бензину

Основними параметрами, які визначають процес на блоку стабілізації бензину, є:

- температура у нижній частині абсорбера К-6;
- температура у верхній частині абсорбера К-6;
- тиск у абсорбері К-6;
- рівень рідини в нижній частині абсорбера К-6, а також у стабілізаційній колоні К-7;
- значення питомої витрати абсорбенту;
- температура у верхній частині колони К-7;
- витрата газу у печах П-2 та П-3;
- рівень рідини у сепараторі С-8;
- температура у нижній частині колони К-7;
- тиск у колоні К-7.

1.5.1. Регулювання температури верха абсорбера К-6

Підвищення температури у верхній частині абсорбера К-6 негативно впливає на процес абсорбції через його екзотермічний характер. За таких умов збільшується коливальний рух молекул, що призводить до виділення поглинутого компонента (С3-С4) з абсорбента. Регулювання температури в абсорбері К-6 автоматично здійснюється за допомогою клапана, котрий розміщений на лінії подачі охолоджуючого агента в холодильник ХК-1.

1.5.2. Регулювання температури низу абсорбера К-6

Підвищення температури в нижній частині абсорбера К-6 має позитивний вплив на технологічний процес десорбції, який відбувається у нижній частині колони К-6, оскільки це призводить до збільшення швидкості виходу молекул поглинутого з абсорбента компонента (С₁-С₄). В нормальних умовах температура у нижній частині колони К-6 становить 167 °С. Регулювання температури у цій частині колони К-6 виконується шляхом подачі нестабільного каталізатору у нижню частину колони, який перед цим нагрівається до температури 255 °С у

печі П-2.

1.5.3. Регулювання тиску у абсорбері

Тиск у внутрішній частині абсорбера К-6 підтримується на рівні 1,4 МПа. Збільшення тиску має позитивний вплив на процес абсорбції, оскільки це сприяє поліпшенню дифузії молекул газу до верхньої частини абсорбента. З врахуванням високого тиску важливо збільшувати товщину стінок абсорбера та збільшувати витрати на компресію газової суміші. Даний тиск автоматично регулюється клапаном, який встановлений на лінії виводу до паливної мережі установки сухого газу.

1.5.4. Регулювання питомої витрати абсорбенту

При збільшенні питомої витрати абсорбенту технологічний процес абсорбції прискорюється, що призводить до збільшення ступеня вилучення компоненту (C_1-C_2). Одночасно зростають і затрати на перекачування абсорбенту. Кількість подачі нестабільного каталізатору в колону К-6 регулюється для контролю даної витрати абсорбенту. Зміна витрати нестабільного каталізатору призводить до зміни перепаду тиску на діафрагмі. У цей же час сигнал подається на регулятор, який відповідає за відкриття чи закриття необхідного виконавчого механізму.

1.5.5. Регулювання рівня в абсорбері К-6 та колоні стабілізації К-7

Необхідні рівні абсорбенту в нижніх частинах абсорбера К-6 і стабілізаційної колони К-7 утримуються на відповідних позначках, що утворюють гідравлічний затвор і перешкоджають потраплянню газової суміші до насосів. В разі попадання газів у насоси, вони втрачають здатність перекачувати рідину і починають працювати неефективно.

Рівень стабільного бензину та абсорбенту підтримується за допомогою

клапанів, розташованих на виході насосів Н-2 а також Н-1 відповідно.

1.5.6. Регулювання рівня в сепараторі С-8

Підвищення рівня у сепараторі призводить до зменшення площі "дзеркала" та зниження випаровування. Це, в свою чергу, призводить до меншої кількості вуглеводного газу, який потрапляє у колону К-6, що впливає на якість вихідного продукту. Рівень рідини у сепараторі регулюється автоматично за допомогою клапану, розташованого на лінії виводу каталізатору.

1.5.7. Регулювання температури верху колони К-7

Оптимальне значення температури у верхній частині колони К-7 є ключовим аспектом. Зменшення цієї температури призводить до неповного випаровування складових рідини н.к.к. (С3-С4), що в свою чергу зменшує продуктивність колони з точки зору кількості дистиляту. З іншого боку, збільшення температури у верхній частині колони разом із н.к.к. призводить до випаровування важкокиплячих компонентів в.к.к. (С5 та вище), що може призвести до неякісної головки стабілізації. Регулювання даної температури відбувається за допомогою регулювання величини гострого зрошення, котре подається на 54-ту тарілку. Підвищення температури верхньої частини колони призводить до збільшення величини зрошення, а при зниженні - до його зменшення.

1.5.8. Регулювання температури низу колони К-7

Температура в нижній частині колони К-7 визначає якість отриманого бензину і впливає на два основні аспекти: випаровування важкокиплячих компонентів (в.к.к.) та продуктивність колони з урахуванням кількості стабільного каталізатору. Збільшення температури низу колони призводить до

одночасного випаровування в.к.к. і зменшення продуктивності колони з урахуванням стабільного каталізатору. Для отримання бензину високої якості, необхідно розглядати можливість збільшення кількості тарілок у верхній частині колони або використання більшої кількості циркуляційного зрошення. Зменшення температури в нижній частині колони може призвести до неповного випаровування пропан-бутану та формування неякісного бензину. Регулювання температури нижньої частини колони відбувається шляхом подачі теплоти, яка постачається до нижньої частини колони за допомогою підігрітого стабільного бензину з печі П-3.

1.5.9. Регулювання тиску в колоні К-7

Вплив тиску в колоні К-7 прямо впливає на процес випаровування компонентів. Зниження тиску покращує випаровування, сприяючи переходу С3-С4 у дистилят, а також переходу більш важких вуглеводнів, що може свідчити про погіршення якості головки стабілізації. Продукт неналежної якості слід повертати у колону для додаткової обробки. З іншого боку, підвищення тиску призводить до зменшення випаровування, і внаслідок цього, не весь пропан-бутан переходить у дистилят, що впливає на продуктивність колони за газом. Тиск у колоні регулюється автоматичним клапаном на лінії виходу сухих газів із стабілізаційної колони К-7.

1.5.10. Регулювання витрати газу в печі

Розглядається інша ключова аспект – подача газу до печей, що відіграє важливу роль. Для досягнення необхідної температури продукту в печах потрібно точно регулювати об'єм подаваного газу, оскільки температура продукту має безпосередній вплив на температуру нижньої частини колони. Контроль подачі газу здійснюється за допомогою клапана, який встановлений на лінії подачі газу до печей.

Також, на досліджуваній установці піддаються контролю наступні параметри:

- температура каталізатора при виході з блоку;
- тиск у ємності Е-7;
- витрата каталізатора при виході з блоку;
- об'ємна швидкість подачі сировини;
- температура при виході з печей та димових газів;
- тиск на виході насосів.

Характеристики та значення параметрів контролю та регулювання представлені в таблиці 1.4.

Таблиця 1.4

Технічні характеристики, а також значення параметрів, які піддаються контролю та регулюванню

Середовище застосування	Назва та позначення параметра	№ позиції на ФСА	Діапазон коливання
Нестабільний каталізатор	Тиск у сепараторі С-8	9-а	1,19 - 1,79 МПа
	Значення тиску в колоні К-6	10-а	менше, або рівне 1,39 МПа
	Значення температури у нижній частині колони К-6	1-а	менше, або рівне 166,9 °С
	Значення витрати зрошення у колону К-6 із 36, 32, 40 тарілок відповідно	12-а	$2,79 \cdot 10^{-3}$ - $9,69 \cdot 10^{-3}$ м ³ /с

Продовження таблиці 1.4

Середовище застосування	Назва та позначення параметра	№ позиції на ФСА	Діапазон коливання
Стабільний каталізат	Температура низу колони К-7	5-а	217,9 - 231,9 °С
Газ	Температура верхньої частини колони К-6	2-а	34,9 - 44,9 °С
Нестабільний каталізат	Значення температури на виході із печі П-2	3-а	224,9 °С
Стабільний каталізат	Значення тиску в колоні К-7	11-а	менше, або рівне 1,09 МПа
Стабільний каталізат	Рівень в колоні К-7	17-а	0,09 - 0,4490 м
Димові газы	Значення температури димових газів на виході із печі П-2	4-а	менше, або рівне 549,9 °С
Димові газы	Значення температури димових газів на виході із печі П-3	8-а	менше, або рівне 549,9 °С
Стабільний каталізат	Значення температури каталізату при виході із змієвика печі П-3	7-а	менше, або рівне 224,9 °С

Продовження таблиці 1.4

Середовище застосування	Назва та позначення параметра	№ позиції на ФСА	Діапазон коливання
Вуглеводневі гази	Температура верхньої частини колони К-7	6-а	49,9 - 79,9 °С
Стабільний каталізатор	Значення рівня у ємності Е-7	18-а	0,099 - 0,449 м
Стабільний каталізатор	Витрата газу у печі	14-а, 13-а	199,9 - 229,9·м ³ /Год
Нестабільний каталізатор	Рівень в колоні К-6	16-а	0,09 - 0,449 м

1.6. Задачі магістерської роботи

Магістерська робота спрямована на дослідження складного технологічного процесу виробництва складових високооктанових бензинів. Декілька взаємопов'язаних технологічних процесів входять у цей процес виробництва. Згідно з вказаними твердженнями, для магістерської роботи сформульовано наступні завдання:

1. Розробити загальну та спрощену параметричні схеми обраного об'єкта керування.

2. З використанням нормальних параметрів роботи установки каталітичного реформінгу та для проведення математичного моделювання технологічного процесу визначити передачі функцій для досліджуваних каналів автоматичного регулювання.

3. Виконати синтез одноконтурної та каскадної систем автоматичного керування, використовуючи класичні регулятори.

4. Здійснити синтез систем автоматичного керування за допомогою методів

нечіткої логіки.

5. Розробити основні проектні документи для системи автоматизації та підібрати критично важливі засоби для автоматизації.

РОЗДІЛ 2

МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС АПАРАТУ

Однією з основних етапів технологічного процесу стабілізації каталізатора є відділення розчинених у його складі газоподібних вуглеводнів. Збереження заданої температури на певному рівні є ключовим аспектом для правильного протікання цього технологічного процесу. Для ефективного підігрівання нижньої частини стабілізаційної колони використовується трубчаста піч.

Трубчаста піч використовується для нагрівання задіяної вуглеводневої сировини за допомогою деякого теплоносія, а також для нагрівання та проведення хімічних реакцій за допомогою тепла, що виділяється під час спалювання палива безпосередньо у вказаному пристрої. Трубчасту піч зазвичай застосовують у випадках, коли необхідно нагрівати вуглеводні до температур, що перевищують температури, які можна отримати за допомогою пари, зокрема температур, вищих за 230 °С.

Для забезпечення оптимальної ефективності процесу необхідно розробити систему автоматизованого керування. В основі ефективної, сучасної комп'ютерної системи керування лежить використання математичної моделі технологічного процесу. В трубопроводі трубчастої печі подаються стабільний каталізатор і димові гази.

Можливість регулювання температури стабільного каталізатора на виході з печі $T_{ск.вих.}$ досягається шляхом контролю за витратою димових газів $F_{де}$. Саме на виході ми можемо досягти необхідного рівня температури $T_{ск.вих.}$.

Аналізуючи схему 2.1, можна зробити такі висновки: $T_{ск.вих.}$ - температура є регульованою величиною; $T_{ск.вх.}$ - димові гази виступають у ролі збурення; $F_{де}$ - керуюча дія визначається; $T_{де.вих.}$ - інші параметри є константами (рис. 2.2).

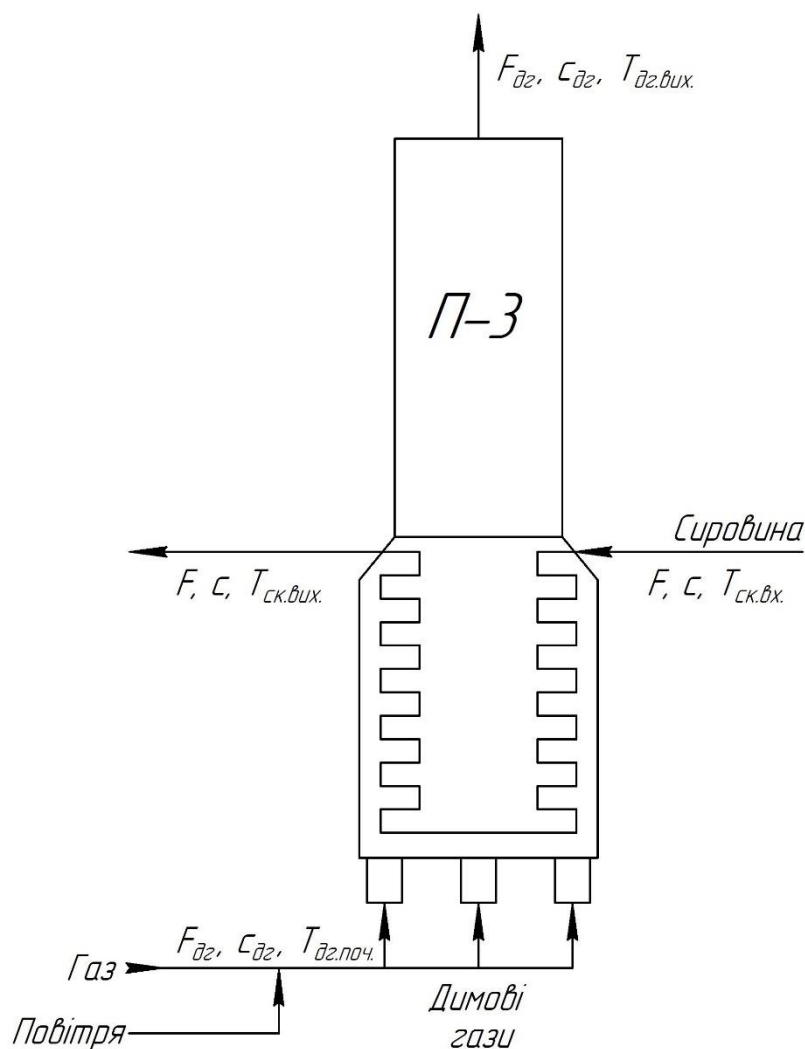


Рис. 2.1. Схема трубчатої печі для розрахунків: c - питома теплоємність стабільного каталізатору; Q - витрата стабільного каталізатору; $\Theta_{ск.вх.}$ - температура стабільного каталізатору при вході в піч; $\Theta_{\partial_2.вих.}$ - температура димових газів при виході із печі; Q_{∂_2} - витрата суміші димових газів; $\Theta_{\partial_2.поч.}$ - температура димових газів, які поступають у піч; $\Theta_{ск.вих.}$ - температура стабільного каталізатору, який виходить з печі; c_{∂_2} - питома теплоємність димових газів

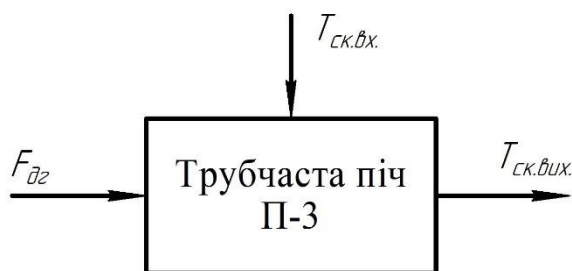


Рис. 2.2. Схема для обрахунків трубчатої печі у спрощеному вигляді

Для проведення моделювання статичних і динамічних режимів трубчастої печі ми зробимо наступні припущення:

- Проігноруємо кумуляцію тепла у стінках через їхню невелику товщину.
- Знехтуємо деякими втратами тепла в навколишнє середовище.

Основним контрольованим параметром буде температура стабільного каталізатора на виході з трубчастої печі, оскільки вона суттєво впливає на весь хід технологічного процесу у подальшому. Відхилення від цього припустимого значення може призвести до небажаних наслідків.

Зміна витрати димових газів, які подаються для нагрівання, має значний вплив на температуру стабільного каталізатора, тому вона виступає у ролі керуючої дії.

Оскільки стабільний каталізатор поступає до трубчастої печі з попереднього технологічного процесу, немає можливості регулювати цю температуру. Таким чином, початкова температура сировини служить збуренням.

$$\Theta_{ск.вих.} = f(Q_{дг}, \Theta_{ск.вих.}, \Theta_{дг.вих.}).$$

Тепловий баланс, розглядаючи вихідні дані відносно сировини, буде виглядати наступним чином:

$$Q \cdot c \cdot \Theta_{ск.вих.} - Q \cdot c \cdot \Theta_{ск.вих.} + \sigma (\Theta_{дг.вих.}^4 - \Theta_{ск.вих.}^4) = V_{тр} \cdot c \cdot \rho \frac{d\Theta_{ск.вих.}}{dt},$$

де ρ - густина нафти;

$V_{тр}$ - об'єм нафти;

σ - стала Стефана-Больцмана.

$$\sigma = 521,5 \cdot 10^{-10} \frac{Вт}{м^2 K^4}.$$

Тепловий баланс, розглядаючи вихідні дані відносно димових газів, буде виглядати наступним чином:

$$Q_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \Theta_{дг.пoch.} - Q_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \Theta_{дг.вих.} - \sigma (\Theta_{дг.пoch.}^4 - \Theta_{ск.вих.}^4) = V_{дг} \cdot \rho_{дг} \cdot c_{дг} \frac{d\Theta_{дг.вих.}}{dt}.$$

де $V_{дг}$ - об'єм димових газів;

$\rho_{дг}$ - густина димових газів.

Запишемо перетворення Лапласа для випадку, коли початкові умови дорівнюють нулю:

$$\Theta_{ск.вих.} = \frac{\partial f}{\partial \Theta_{ск.вх.}} \Big|_0 \Delta \Theta_{ск.вх.} + \frac{\partial f}{\partial Q_{\partial z}} \Big|_0 \Delta Q_{\partial z} + \frac{\partial f}{\partial \Theta_{\partial z.вих.}} \Big|_0 \Delta \Theta_{\partial z.вих.}.$$

Для проведення лінеаризації ми виконаємо перетворення Лапласа, а саме:

$$\Delta Q_{\partial z} = Q_{\partial z}(p);$$

$$\Delta \Theta_{ск.вих.} = \Theta_{ск.вих.}(p);$$

$$\Delta \Theta_{ск.вх.} = \Theta_{ск.вх.}(p);$$

$$\Delta \Theta_{\partial z.вих.} = \Theta_{\partial z.вих.}(p).$$

Часткові похідні від рівняння теплового балансу за сировиною будуть виглядати наступним чином:

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{ск.вих.}} = -Q \cdot c - 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3;$$

$$\frac{\partial f}{\partial Q_{\partial z}} = 0;$$

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{ск.вх.}} = Q \cdot c;$$

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{\partial z.вих.}} = 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3.$$

Похідні за рівнянням теплового балансу за димовими газами будуть мати такий вигляд:

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{ск.вих.}} = 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3;$$

$$\frac{\partial f}{\partial Q_{\partial z}} = c_{\partial z} (\Theta_{\partial z.поч.} - \Theta_{\partial z.вих.});$$

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{ск.вх.}} = 0;$$

$$\frac{\partial f}{\partial \Theta_{\partial z.вих.}} = -Q_{\partial z} \cdot c_{\partial z}.$$

Лінеаризоване рівняння теплового балансу за сировиною буде виглядати

наступним чином:

$$Q \cdot c \cdot \Theta_{ск.вх.}(p) + (-4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 - Q \cdot c) \Theta_{ск.вих.}(p) + 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \Theta_{дг.вих.}(p) = V_{тр} \cdot \rho \cdot c \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot p.$$

Лінеаризоване рівняння теплового балансу за димовими газами буде виглядати таким чином:

$$-Q_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \Theta_{дг.вих.}(p) + 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) + c_{дг} (\Theta_{дг.поч.} - \Theta_{дг.вих.}) \cdot Q_{дг.}(p) = V_{дг} \cdot \rho_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \Theta_{дг.вих.}(p) \cdot p.$$

З лінеаризованого рівняння теплового балансу за сировиною виразимо $\Theta_{дг.вих.}(p)$:

$$\Theta_{дг.вих.}(p) = \frac{-(-4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 - Q \cdot c) \Theta_{ск.вих.}(p) + V_{тр} \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot \rho \cdot c \cdot p - c \cdot Q \cdot \Theta_{ск.вх.}(p)}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma}.$$

Вставимо у лінеаризоване рівняння теплового балансу за димовими газами

$\Theta_{дг.вих.}(p)$:

$$\begin{aligned} & 4 \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma + c_{дг} \cdot Q_{дг.}(p) (\Theta_{дг.поч.} - \Theta_{дг.вих.}) - \\ & - c_{дг} \cdot Q_{дг} \cdot \frac{V_{тр} \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot \rho \cdot c \cdot p - (-4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma - Q \cdot c) \Theta_{ск.вих.}(p) - c \cdot Q \cdot \Theta_{ск.вх.}(p)}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} = \\ & = V_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \rho_{дг} \cdot \frac{V_{тр} \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot \rho \cdot c \cdot p - (-4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma - Q \cdot c) \Theta_{ск.вих.}(p) - Q \cdot \Theta_{ск.вх.}(p) \cdot c}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} \cdot p. \end{aligned}$$

Проведемо зведення спільних множників при $\Theta_{ск.вих.}(p)$, $Q_{дг.}(p)$, $\Theta_{ск.вх.}(p)$.

Доданки при $\Theta_{ск.вих.}(p)$ запишемо у лівій частині, а при $Q_{дг.}(p)$ та $\Theta_{ск.вх.}(p)$ запишемо у правій.

$$\begin{aligned} & \frac{V_{дг} \cdot V_{тр} \cdot \rho_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \rho \cdot c}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot p^2 + \\ & + \frac{V_{дг} \cdot V_{тр} \cdot \rho_{дг} \cdot c_{дг} \cdot \rho \cdot c + \rho_{дг} \cdot V_{дг} \cdot c_{дг} (4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma + Q \cdot c)}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} \Theta_{ск.вих.}(p) \cdot p + \\ & + \frac{Q_{дг} \cdot c_{дг} (4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma + Q \cdot c) - 4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma \cdot 4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} \Theta_{ск.вих.}(p) = \\ & = c_{дг} (-\Theta_{дг.вих.} + \Theta_{дг.поч.}) \cdot Q_{дг.}(p) + \left(V_{дг} \cdot c \cdot p \cdot \rho_{дг} \cdot c_{дг} \cdot Q + \frac{Q_{дг} \cdot Q \cdot c \cdot c_{дг} \cdot \Theta_{ск.вх.}}{4 \cdot \Theta_{дг.вих.}^3 \cdot \sigma} \right) \Theta_{ск.вх.}(p). \end{aligned}$$

Виконаємо позначення:

$$\frac{Q_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \left(4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma + Q \cdot c \right) - 4 \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \cdot \sigma \cdot 4 \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3 \cdot \sigma}{4 \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3 \cdot \sigma} = K;$$

$$\frac{V_{\partial z} \cdot V_{mp} \cdot \rho_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot \rho \cdot c + V_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot \rho_{\partial z} \left(Q \cdot c + 4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{ск.вих.}^3 \right)}{4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3} = K_{p1};$$

$$\frac{V_{\partial z} \cdot V_{mp} \cdot \rho_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot \rho \cdot c}{4 \cdot \sigma \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3} = K_{p2};$$

$$c_{\partial z} \left(\Theta_{\partial z.пoch.} - \Theta_{\partial z.вих.} \right) = K_{кер}^*;$$

$$V_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot c \cdot Q \cdot \rho_{\partial z} = K_{зб.p1}^*;$$

$$\frac{Q_{\partial z} \cdot Q \cdot c \cdot c_{\partial z} \cdot \Theta_{ск.вих.}}{4 \cdot \Theta_{\partial z.вих.}^3 \cdot \sigma} = K_{зб}^*.$$

Після підстановок отримаємо:

$$\begin{aligned} K_{p2} \cdot p^2 \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) + K_{p1} \cdot p \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) + K \cdot \Theta_{ск.вих.}(p) = \\ = Q_{\partial z.}(p) \cdot K_{кер}^* + \left(p \cdot K_{зб.p1}^* + K_{зб}^* \right) \Theta_{ск.вих.}(p). \end{aligned}$$

Поділимо обидві сторони рівняння на коефіцієнт K і винесемо $\Theta_{ск.вих.}(p)$ за дужки.

$$\begin{aligned} \Theta_{ск.вих.}(p) \left(\frac{K_{p2}}{K} \cdot p^2 + \frac{K_{p1}}{K} \cdot p + 1 \right) = \\ = \frac{K_{кер}^*}{K} \cdot \Theta_{\partial z.}(p) + \left(\frac{K_{зб.p1}^*}{K} \cdot p + \frac{K_{зб}^*}{K} \right) \Theta_{ск.вих.}(p). \end{aligned}$$

Виконаємо такі позначення: $K_{p2} / K = T_2$; $K_{p1} / K = T_1$; $K_{кер}^* / K = K_{кер}$; $K_{зб.p1}^* / K = K_{зб.p1}$; $K_{зб}^* / K = K_{зб}$.

На підставі вказаних висловлень складемо передавальні функції відповідно до основного:

$$W_{T_{ск.вих.}}(p) = \frac{K_{кер}}{T_1 p + 1 + T_2 p^2};$$

а також допоміжного каналів автоматичного регулювання:

$$W_{F_{\text{оз.}}} (p) = \frac{K_{\text{зб}} + K_{\text{зб.р1}} p}{T_1 p + T_2 p^2 + 1}$$

Виконавши обрахунки одержимо:

$$W_{T_{\text{ск.вих.}}} (p) = \frac{5,60}{2757 p + 11,675 p^2 + 1};$$

$$W_{F_{\text{оз.}}} (p) = \frac{3087,0 p + 1}{2757 p + 11,675 p^2 + 1}.$$

Використовуючи програмний продукт Matlab, були сформовані графіки перехідних характеристик для основного (див. рис. 2.3) та допоміжного (див. рис. 2.4) каналів регулювання.

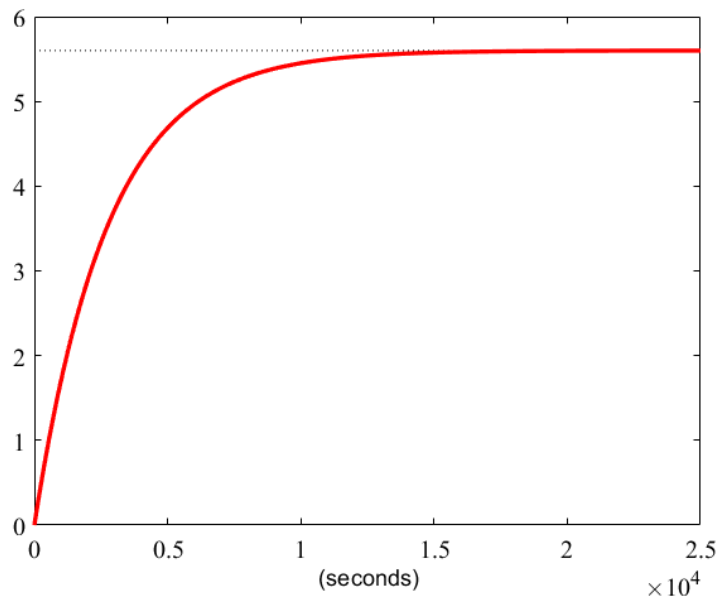


Рис. 2.3. Основний канал автоматичного регулювання

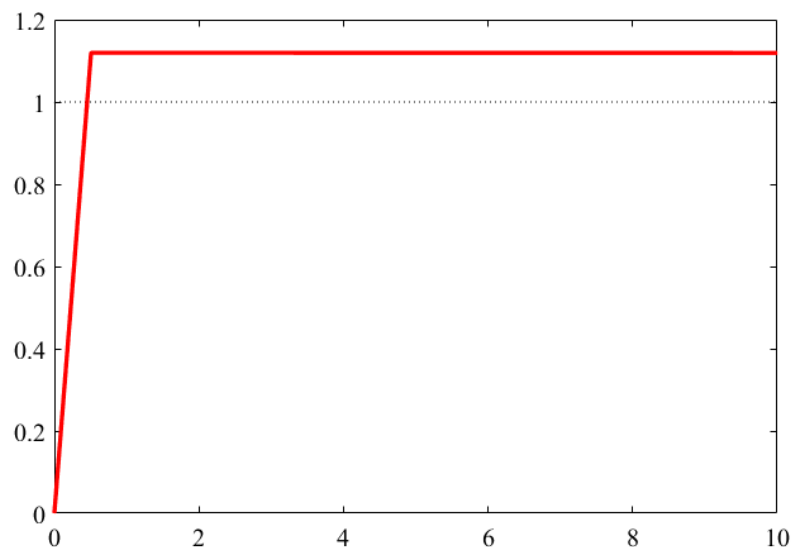


Рис. 2.4. Допоміжний канал автоматичного регулювання

Висновки до розділу 2

Під час проведення математичного моделювання були визначені функції передачі для головного та допоміжного каналів регулювання трубчастої печі. Отримана математична модель буде використовуватися в майбутньому для проведення імітаційного моделювання.

РОЗДІЛ 3

СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ

3.1. Оцінка функціонування існуючих систем автоматичного управління

У процесі розробки системи автоматичного керування трубчастих печей головним завданням є створення такої системи, яка здатна підтримувати задану температуру сировини (стабільного каталізатору) на виході з печі. Реалізація цієї системи можлива шляхом вимірювання витрати палива, яке подається у камеру згоряння. Однак цей метод є недостатнім для досягнення необхідної ефективності процесу горіння палива, оскільки він абсолютно не враховує різноманітні збурення, що неодмінно виникають з певним запізненням і спричиняють відхилення температури сировини.

На сьогоднішній день існує кілька способів регулювання величини вихідної температури сировини (стабільного каталізатору):

1. Метод регулювання за виходом передбачає досягнення необхідної температури шляхом безпосереднього впливу на вихідні параметри трубчастої печі.

2. Метод регулювання за перевалом печі використовується для забезпечення сталої температури пічних газів при одночасній стабілізації потоку сировини [10].

При виборі між цими двома методами автоматичного регулювання необхідно враховувати кілька факторів, зокрема запізнення системи автоматичного керування та теплове напруження. Метод регулювання за виходом характеризується значним часом запізнення порівняно з методом регулювання за перевалом. Втім регулювання за виходом усуває теоретичну можливість виникнення коливань теплового напруження на поверхні нагріву, що є неприпустимим для трубчастих печей. Це явище виникає через необхідність постійного коригування витрати на вхід в піч, як у випадку регулювання за перевалом [10].

Компенсація наявних пертурбацій під час роботи печі здійснюється за допомогою системи автоматичного керування (САК), яка регулює температуру продукту який виходить з установки шляхом прямого впливу на подачу палива в трубчасту піч. Обмін теплом між димовими газами та продуктом здійснюється через стінки змійовика та відбувається з певним запізненням. З використанням одноконтурної САК час регулювання та динамічна помилка досягають значних значень. По каналу "витрата палива – температура продукту на виході" перехідний процес здійснюється протягом декількох десятків хвилин [10].

Температура димових газів, яка вимірюється перед перевальною стінкою, яка негайно реагує на зміни у режимах роботи трубчастої печі, є швидкозмінною і виникає внаслідок зміни подачі паливного газу для прямого спалювання.

Для підвищення точності та стабільності регулювання температури сировини на виході з трубчастої печі доцільним є застосування каскадної структури системи автоматичного керування, яка забезпечує ефективніше реагування на збурення та покращує динамічні характеристики процесу. (рис. 3.1), яка поєднує переваги одноконтурної САК за перевалом та за виходом.

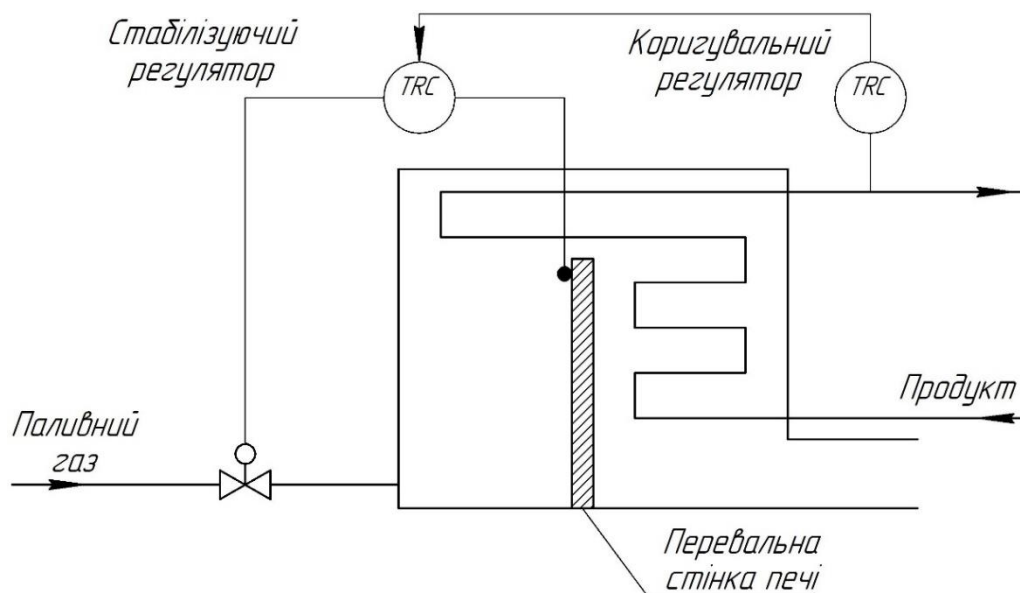


Рис. 3.1. Структура каскадної системи автоматичного керування трубчастої печі

Для втілення вищезазначеної схеми необхідно використовувати два регулятори. Перший (коригувальний) регулятор буде використовуватися для прямого контролю температури вихідної сировини, впливаючи на встановлені

параметри для другого (стабілізуючого) регулятора. Другий регулятор відповідатиме за управління подачею палива до трубчастої печі. Стабілізуючий регулятор повинен компенсувати збурення, які виникають під час згоряння палива. Ефективна його робота має забезпечувати сталість технологічного процесу до того, як будь-які відхилення можуть вплинути на температуру наявної сировини [10, 11].

Існує ще один варіант автоматичного регулювання трубчастою піччю, який використовує каскадну схему автоматичного регулювання за допомогою регулятора співвідношення паливного газу та сировини. Ця схема має переваги у випадку збурень у витраті палива або різких змін перевантаження печі за витратою сировини. У даній схемі регулятор співвідношення виправляє подачу палива в піч, а стабілізуючий регулятор впливає на регулятор співвідношення (див. рис. 3.2) [10, 11].

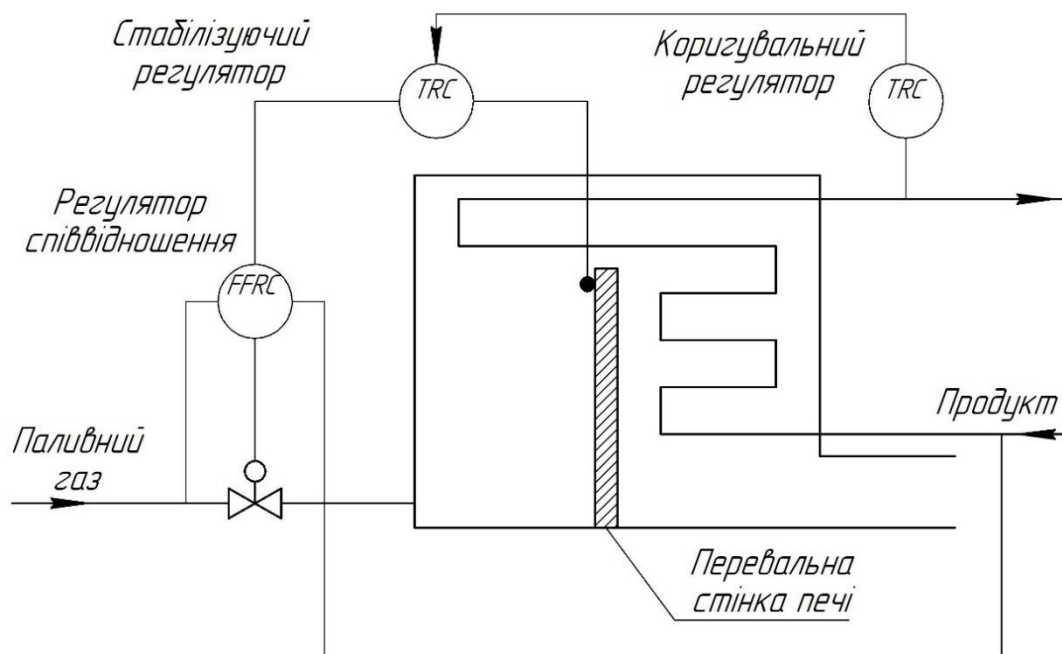


Рис. 3.2. Каскадна схема системи автоматичного керування трубчастою піччю включає в себе регулятор співвідношення між паливним газом та сировиною

Для досягнення максимально припустимого значення температури в трубчастій печі застосовується система примусового введення необхідної кількості повітря. Регулювання витрати повітря виконується за допомогою регулятора співвідношення між паливним газом та повітрям. Цей регулятор

забезпечує потрібний рівень повітряного надлишку і регулює інтенсивність горіння в технологічному процесі.

В разі значних змін тепловіддачі палива регулятор співвідношення отримує корекційний сигнал від регулятора стабілізації вмісту кисню у паливних газах. Ці фактори забезпечують повне згорання палива та високу ефективність процесу регулювання.

Враховуючи можливість сильних змін тиску паливного газу, в систему автоматичного керування також включають регулятори тиску (рис. 3.3), які отримують завдання від регулятора температури всередині печі.

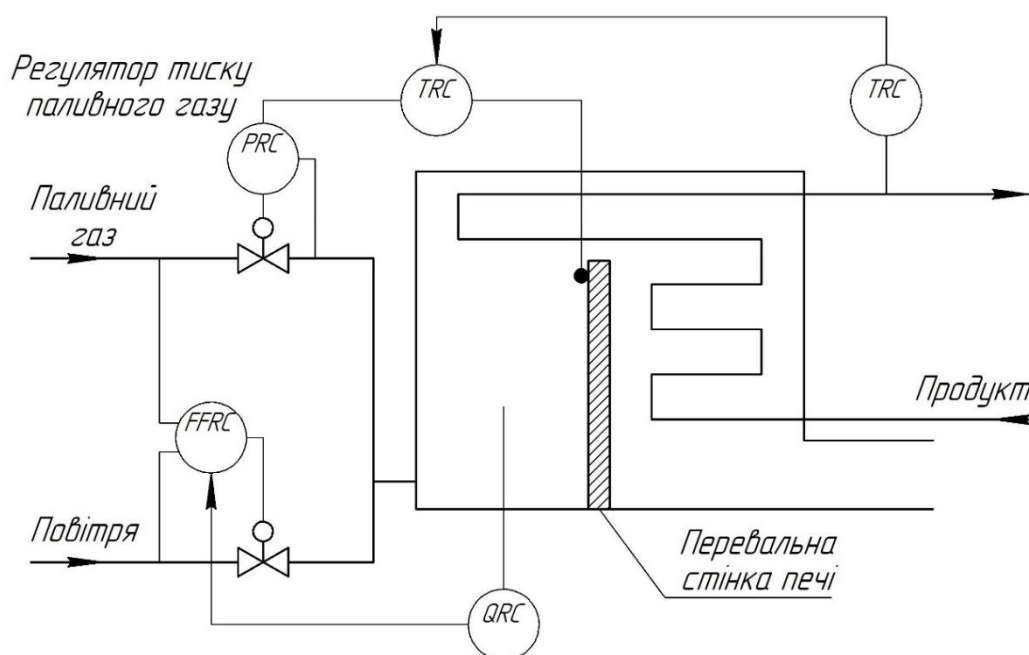


Рис. 3.3. Структура каскадної системи автоматичного керування трубчастою піччю із регулятором співвідношення між паливним газом та повітрям, а також корекцією в залежності від конкретного вмісту кисню у газах печі

Вказані системи надають можливість забезпечувати ефективне автоматичне регулювання витрати паливного газу, оскільки ця величина у певній мірі залежить від тиску газу. Під час контролю температури сировини через встановлене співвідношення між паливним газом та повітрям виникає ризик утворення вибухонебезпечної суміші, що може виникнути внаслідок нестачі повітря в топці печі. Цей аспект слід враховувати, створюючи пропорційний зв'язок між витратою паливного газу та повітря. Витрати палива повинні дотримуватися

певних максимально допустимих значень. Для даної системи рекомендується використовувати екстремальний регулятор, який буде визначати максимальні температури димових газів над перевальною стінкою в залежності від даних, отриманих від датчика температури. Цей екстремальний регулятор буде напряму впливати на регулятор співвідношення між паливним газом та повітрям.

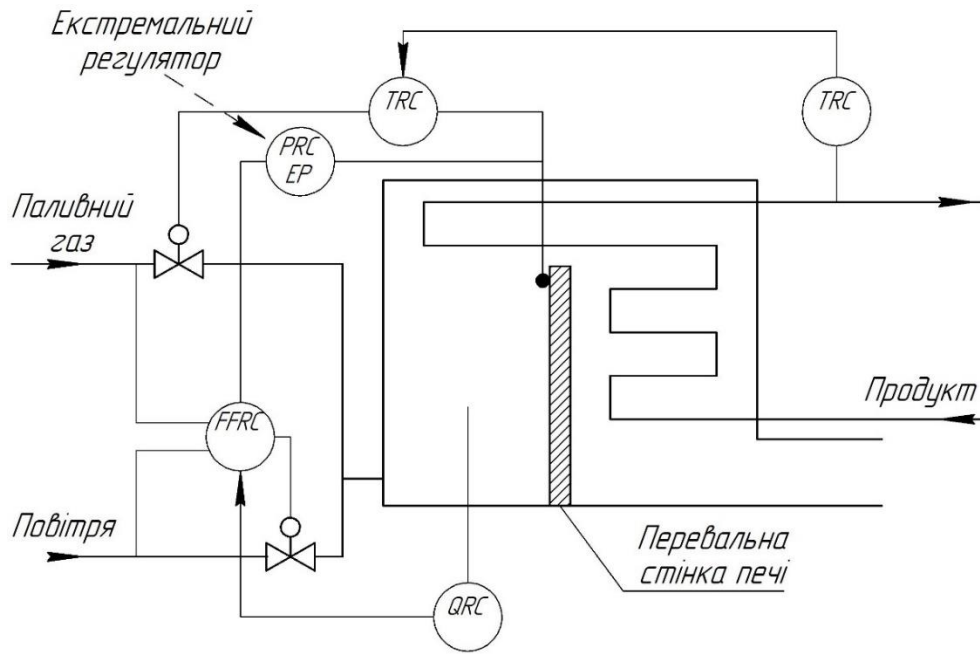


Рис. 3.4. . Структура каскадної системи автоматичного керування трубчастою піччю з екстремальним регулятором

Кожна система автоматичного керування (САК) трубчастої печі повинна бути здатною утримувати не лише температуру сировини на виході, а й забезпечувати ефективне управління процесом горіння. Для досягнення такого підходу, необхідно налагодити необхідні технологічні та теплові режими її роботи.

Під час нагрівання горючих продуктів у самій трубчастій печі важливо, щоб САК мала такі характеристики:

- технічні засоби автоматизації (ТЗА), які вчасно сигналізуватимуть про зупинення потоку палива та повітря у разі примусового їх подачі у топковий простір;

- ТЗА призначені для подачі водяної пари безпосередньо у паливний простір і змійовики, якщо труби почнуть горіти;

- ТЗА з блокуванням, що автоматично припинять подачу газоподібного палива та повітря при зниженні їхнього тиску нижче заданих параметрів або при зупинці живлення ТЗА;

- ТЗА, призначені для моніторингу параметрів тяги та автоматичного відключення подачі газоподібного палива до зони горіння у випадку зупинки димососу або критичного зниження розрідження в топці печі.

Функції протиаварійного захисту змійовиків трубчастих печей реалізуються шляхом автоматичного аварійного спорожнення їх від рідкого продукту у разі пошкодження труб або припинення циркуляції, а також через блокування подачі палива чи зупинення подачі сировини до печі.

3.2. Аналіз існуючих систем автоматичного керування, проведений у порівняльному ключі

Для регулювання температури вихідної сировини з трубчастої печі можна вибрати як одноконтурну, так і каскадну систему автоматичного керування (САК). У випадку одноконтурної САК температура регулюється шляхом зміни витрати палива та відповідного підтримання подачі повітря в зазначеному співвідношенні. Коли використовується каскадна САК, подача палива та повітря регулюються за допомогою корекції температури над перевальною стінкою, що сприяє стабілізації температури на виході з трубчастої печі.

Для компенсації відчутного запізнення в САК, яке істотно погіршує якість технологічного процесу керування, рекомендується використовувати каскадну САК. Це рішення обґрунтоване обмеженими значеннями коефіцієнтів передачі регуляторів та низькими швидкостями системи, що ускладнює використання одноконтурних САК.

У порівнянні з одноконтурними системами автоматичного керування (САК), каскадні САК пропонують ряд переваг:

- Суттєве поліпшення якісних показників САК у рази (від 1,5 до 20) при відпрацюванні збурень, а також незначне покращення (від 1,5 до 2) у випадку

врахування обробки керувальних впливів.

- Забезпечення високої точності у підтриманні керуючого (основного) параметра на заданому рівні в умовах значного запізнення об'єкта керування (ОК).

- Суттєве поліпшення якості автоматичного керування при наявності збурень, спрямованих на елементи ОК, які не входять в стабілізуючий контур автоматичного регулювання.

- Швидка компенсація наявних збурень, які впливають на внутрішній (стабілізуючий) контур автоматичного регулювання, що унеможливило відхилення головного параметра від заданого значення.

- Зниження інерційності ОК порівняно з інерційністю основного каналу автоматичного регулювання завдяки внутрішньому контуру.

- Можливість забезпечити необхідний потік сировини або енергії в ОК.

- Здатність компенсувати зміну коефіцієнта передачі стабілізуючого контуру зміною коефіцієнта передачі внутрішньої частини ОК.

Основаючись на вищезазначених висновках, в магістерській роботі потрібно провести синтез одноконтурної та каскадної САК, виконати порівняльний аналіз показників перехідних процесів та вибрати ті характеристики якості, що відповідають визначеним умовам.

3.3. Створення схеми автоматизації

Підтримання стабільної температури у нижній частині стабілізаційної колони здійснюється шляхом прокачування частини сировини (стабільного каталізатора) через трубчасту піч П-3. Для забезпечення надійного керування цим процесом розроблена схема автоматичного регулювання температури на виході з трубчастої печі. Це досягається за допомогою регулювання об'єму паливного газу, який згорає в печі. Для забезпечення оптимального горіння в трубчастій печі автоматично регулюється співвідношення кількості газу та повітря, що постачається до печі для згорання.

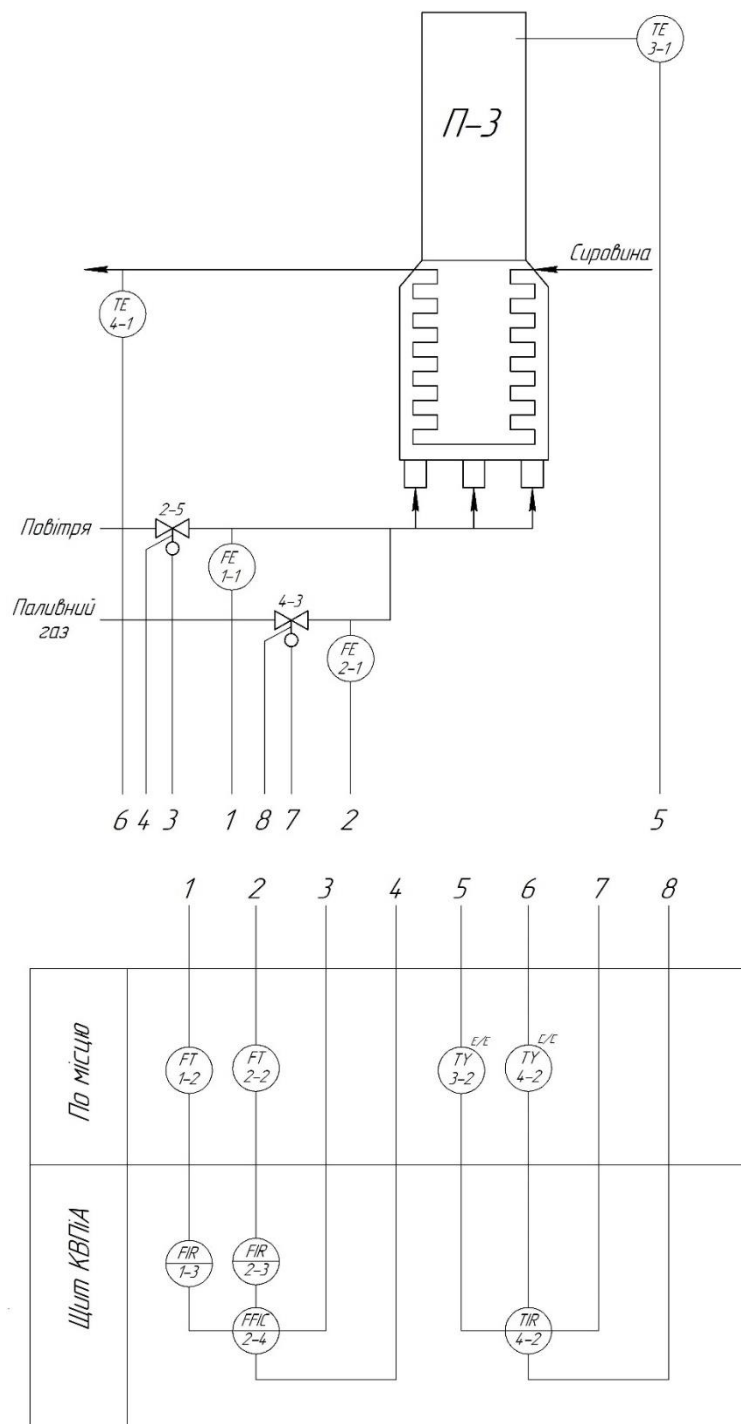


Рис. 3.5. Функціональна схема автоматизації трубчатої печі

Для ефективного регулювання співвідношення паливний газ - повітря важливо враховувати аспекти безпеки, оскільки нестача повітря в топці печі може призвести до утворення вибухонебезпечної суміші. Згідно з викладеними у вказаному висновку принципами, необхідно встановити обмеження на витрату палива, щоб вона абсолютно не перевищувала максимальні значення, відповідні поточній величині витрати повітря. У разі зниження об'єму подачі повітря

необхідно автоматично зменшувати подачу палива до топкової зони печі, забезпечуючи таким чином стабільність процесу горіння та безпечний режим роботи.

Побудована схема системи автоматизації, представлена на рисунку 3.5, здатна ефективно керувати процесом підігрівання стабілізаційної колони на заданому рівні, забезпечуючи високу якість готової продукції. Ця схема включає в себе наступні контури:

1. Контур, який відповідає за контроль та подачу потоку повітря для забезпечення ефективного спалювання.
2. Контур, що відповідає за контроль витрати бензину та його співвідношення з потоком повітря.
3. Контур, який реалізує ефективну корекцію температури димових газів, вимірної над перевальною стінкою.
4. Контур, відповідальний за контроль та регулювання температури газів на вході у стабілізаційну колону за допомогою подачі газу.

Такий підхід дозволяє забезпечити високу якість та стабільність технологічного процесу виробництва.

3.4. Створення одноконтурної системи автоматичного керування

На зображенні 3.6 показано спрощену блок-схему пристрою для використання одноконтурної системи автоматичного керування.

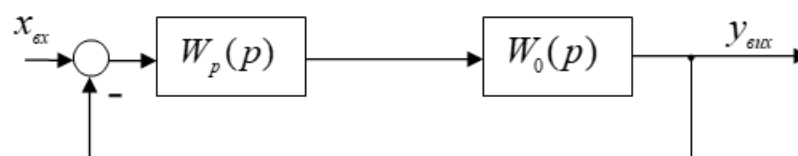


Рис. 3.6. Алгоритмічна структура одноконтурної системи автоматичного керування: $W_p(p)$ - регулятор; $W_o(p)$ - об'єкт керування

Використовуємо регулятор для основного каналу автоматичного регулювання, який використовує ПД-закон автоматичного регулювання, а

функція передачі цього регулятора має наступний вигляд:

$$W_p(p) = \frac{C_1 p + C_2 p^2 + C_0}{p}. \quad (3.1)$$

Знаходження оптимальних параметрів ПІД-регулятора (C_1 , C_0 , C_2) буде здійснюватися за допомогою функції Tune в середовищі Matlab. Використовуючи дані з додатку А, отримаємо груповані значення: $K_i = C_0 = 0.5392$, $K_d = C_2 = -132$, $K_p = C_1 = 38.22$.

Після підстановок одержимо:

$$W_p(p) = \frac{38.22p - 132p^2 + 0.5392}{p}.$$

Функція передачі для розімкненої системи матиме наступний вигляд:

$$W_{роз}(p) = W_p(p) \cdot W_0(p), \quad (3.2)$$

$$\begin{aligned} W_{роз}(p) &= \frac{5,60}{2757p + 11,675p^2 + 1} \cdot \frac{38.22p - 132p^2 + 0.5392}{p} = \\ &= \frac{+214,032p - 739,2p^2 + 3,01952}{2757p^2 + 11,675p^3 + p}. \end{aligned}$$

Структурна схема замкненої системи управління, яку зображено на рисунку 3.1, характеризується наступною функцією передачі:

$$W_{зам}(p) = W_{роз}(p) / (W_{роз}(p) + 1). \quad (3.3)$$

Враховуючи вищезазначені утвердження, замкнута система матиме наступний вигляд:

$$W_{зам}(p) = \frac{214,032p - 739,2p^2 + 3,01952}{215,032p + 11,675p^3 + 2017,8p^2 + 3,01952}. \quad (3.4)$$

3.5. Створення каскадної системи автоматичного керування

Для впровадження каскадної системи автоматичного керування потрібно доповнити основний регулятор допоміжним регулятором, який виступає як менш інерційний автоматичний контур. Алгоритмічна структура автоматизації каскадної САК представлена на рисунку 3.7.

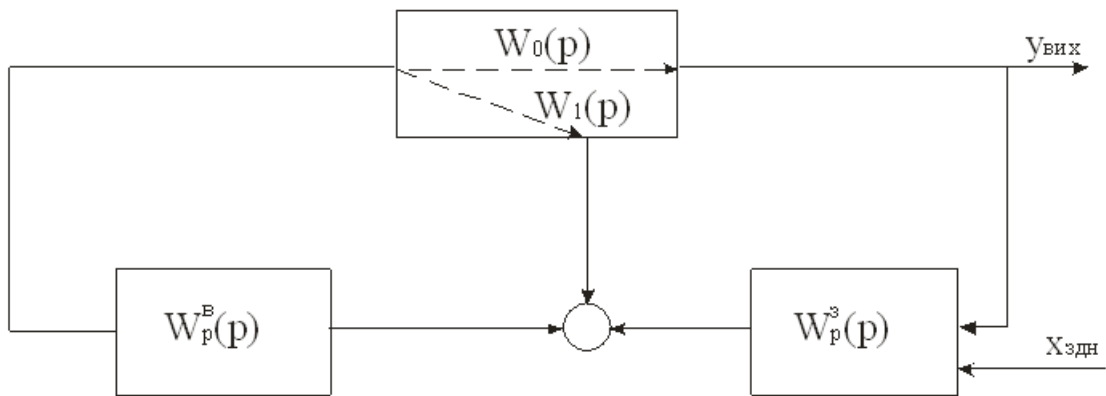


Рис. 3.7. Структура каскадної системи автоматичного керування

Для проведення розрахунків оптимальних параметрів налаштування регуляторів у вказаній каскадній системі автоматичного керування, почнемо з основного регулятора, оскільки інерційність допоміжного каналу автоматичного регулювання значно менше, ніж інерційність основного каналу автоматичного регулювання. Еквівалентна структура системи автоматичного керування для каскадної конфігурації представлена на рисунку 3.8.

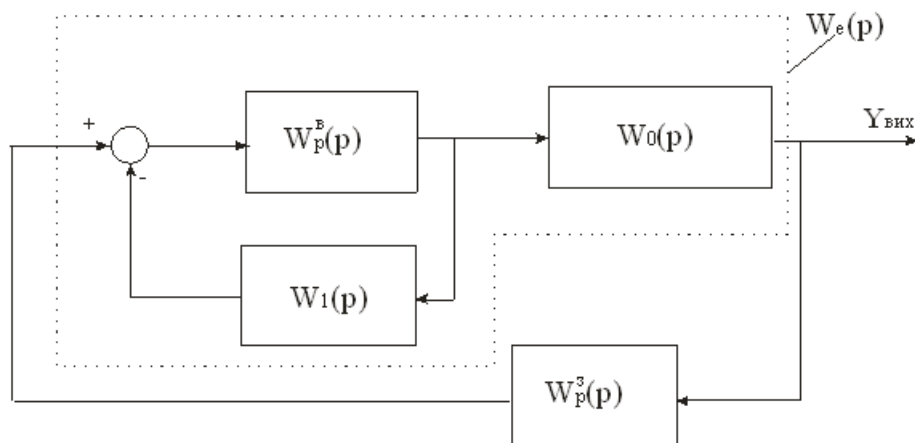


Рис. 3.8. Структурна схема еквівалентної схеми каскадної системи автоматичного керування

Функція передачі для структури, наведеної на рисунку 3.8, виглядає наступним чином:

$$W_e'(p) = W_0(p) \cdot W_p^B(p) / (W_1(p) \cdot W_p^B(p) + 1). \quad (3.5)$$

Припустимо, що поточна робоча частота для основного контуру

регулювання W'_p регулювання значно менше, ніж допоміжного контуру W''_p .

Таким чином при $W = W'_p$, можемо використовувати нерівність:

$$1 / W_p^e(j\omega) \ll W_1(j\omega). \quad (3.6)$$

Отже можна припустити, що $W'_e = W_0(p) / W_1(p) = W_{\Theta_{ск.вих.}}(p) / W_{Q_{оз.}}(p)$.

Підставивши значення отримаємо:

$$\begin{aligned} W'_e(p) &= \frac{5,6}{2757p + 11,675p^2 + 1} / \frac{3087p + 1}{2757p + 11,675p^2 + 1} = \\ &= \frac{5,60}{3087,0p + 1}. \end{aligned} \quad (3.7)$$

Для визначення параметрів налаштування ПІД-регулятора використовуємо функцію Tune в програмному продукті Matlab.

Обираємо ПІД-регулятор в ролі регулятора.

Згідно з додатком Б маємо значення $K_i = C_0 = 36.07$, $K_p = C_1 = 326.8$, $K_d = C_2 = -119.4$.

Отже, передавальна функція основного регулятора матиме наступний вигляд:

$$W_p^3(p) = \frac{+326.8p - 119.4p^2 + 36.07}{p}. \quad (3.8)$$

Функція передачі внутрішнього (допоміжного) регулятора в узагальненій формі виглядає наступним чином:

$$W_e''(p) = W_1(p) + W_0(p) \cdot W_p^3(p). \quad (3.9)$$

Отже:

$$\begin{aligned} W_e''(p) &= \frac{5,60}{2757p + 11,675p^2 + 1} \cdot \frac{+326.8p - 119.40p^2 + 36.07}{p} + = \\ &+ \frac{3087,0p + 1}{2757p + 11,675p^2 + 1} = \frac{1831.08p + 2418.36p^2 + 201.992}{2757p^2 + 11,675p^3 + p} \end{aligned}$$

Оптимальні параметри налаштування ПІД-регулятора, як видно з виводу програми (додаток В), є наступними: $K_i = C_0 = 1398$, $K_p = C_1 = 2.992$, $K_d = C_2 = -0.0006046$.

Отже, отримали функцію передачі для допоміжного регулятора у наступному вигляді:

$$W_p^e(p) = \frac{2.992p - 0.0006046p^2 + 1398}{p}. \quad (3.10)$$

Отже, еквівалентна передавальна функція для каскадної системи автоматичного керування, яку представлено на схемі у рисунку 3.7, буде визначена наступним чином:

$$W_e(p) = \frac{W_p^3(p) \cdot W_p^e(p) \cdot W_0(p)}{W_0(p) \cdot W_p^3(p) \cdot W_p^e(p) + W_p^e(p) \cdot W_1(p) + 1}. \quad (3.11)$$

Підставивши числові значення одержимо:

$$W_e(p) = \frac{4,72p^6 - 163,7 \cdot 10^5 p^4 - 2225503,9p^3 - 25,32 \cdot 10^{10} p^3 + 282384.816 + 781,1 \cdot 10^6 p + 7.058 \cdot 10^9 p^2}{144809,0880p^5 + 119,2350p^6 + 670,8 \cdot 10^5 p^4 + 706,6 \cdot 10^7 p^2 + 0,9366 \cdot 10^{10} p^3 + 282384.8160 + 7.811 \cdot 10^8 p}$$

3.6. Аналіз стійкості одноконтурної системи автоматичного керування

Проведемо аналіз стійкості одноконтурної САК, використовуючи критерій Михайлова.

Для використання критерію Михайлова розглянемо передавальну функцію замкненої системи:

$$W_{зам}(p) = \frac{214,032p - 739,2p^2 + 3,01952}{215,032p + 11,675p^3 + 2017,8p^2 + 3,01952}.$$

прирівнюємо знаменник передавальної функції до нуля:

$$215,032p + 11,675p^3 + 2017,8p^2 + 3,01952 = 0.$$

Виконаємо підстановку $p = j\omega$:

$$215,032j\omega - 11,675j\omega^3 - 2017,8\omega^2 + 3,01952 = 0.$$

Виділимо дійсну та уявну частини з отриманого виразу:

$$Q(\omega) = 215,032\omega - 11,675\omega^3.$$

$$P(\omega) = 3,01952 - 2017,8\omega^2;$$

На основі отриманого аналітичного виразу та з використанням програмного середовища Mathcad було побудовано годограф Михайлова (Додаток Г). Аналіз

отриманого графічного результату показав, що відповідно до критерію Михайлова одноконтурна система автоматичного керування є стійкою, оскільки траєкторія годографа послідовно проходить через три квадранти комплексної площини.

3.7. Аналіз стійкості каскадної системи автоматичного керування

Поліном, який характеризує каскадну САК, буде виглядати наступним чином:

$$F(p) = 6.708 \cdot 10^7 p^4 + 9.366 \cdot 10^9 p^3 + \\ + 119.235 p^6 + 144809.088 p^5 + \\ + 7.811 \cdot 10^8 p + 7.066 \cdot 10^9 p^2 + 282384.816.$$

або наступний:

$$6.708 \cdot 10^7 p^4 + 9.366 \cdot 10^9 p^3 + 119.235 p^6 + 144809.088 p^5 + \\ + 7.811 \cdot 10^8 p + 282384.816 + 7.066 \cdot 10^9 p^2 = 0$$

Здійснимо заміну $p = j\omega$:

$$6.708 \cdot 10^7 \omega^4 - 9.366 \cdot 10^9 j\omega^3 - 119.235 \omega^6 + 144809.088 j\omega^5 + \\ + 7.811 \cdot 10^8 j\omega - 7.066 \cdot 10^9 \omega^2 + 282384.816 = 0$$

Отримане рівняння можна розкласти на дійсну та уявну частини наступним чином:

$$Q(\omega) = -9.366 \cdot 10^9 \omega^3 + 144809.088 \omega^5 + 7.811 \cdot 10^8 \omega;$$

$$P(\omega) = 6.708 \cdot 10^7 \omega^4 + 282384.816 - 7.066 \cdot 10^9 \omega^2 - 119.235 \omega^6.$$

Ми використовуємо програмний пакет Matlab для створення годографа Михайлова (див. Додаток Д). З отриманих результатів випливає, що годограф Михайлова прокладає шлях через шість квадрантів послідовно та розходиться в нескінченність, що повністю задовольняє вимоги критерію Михайлова. Таким чином, згідно з критерієм Михайлова, систему можна вважати стійкою.

3.8. Дослідження якості систем керування

Для об'єктивної оцінки якісних параметрів перехідного процесу ми проведемо аналіз перехідної характеристики одноконтурної системи автоматичного керування. Потрібний графічний аналіз здійснимо за допомогою інструмента Simulink у програмному пакеті Matlab (див. рисунок 3.9).

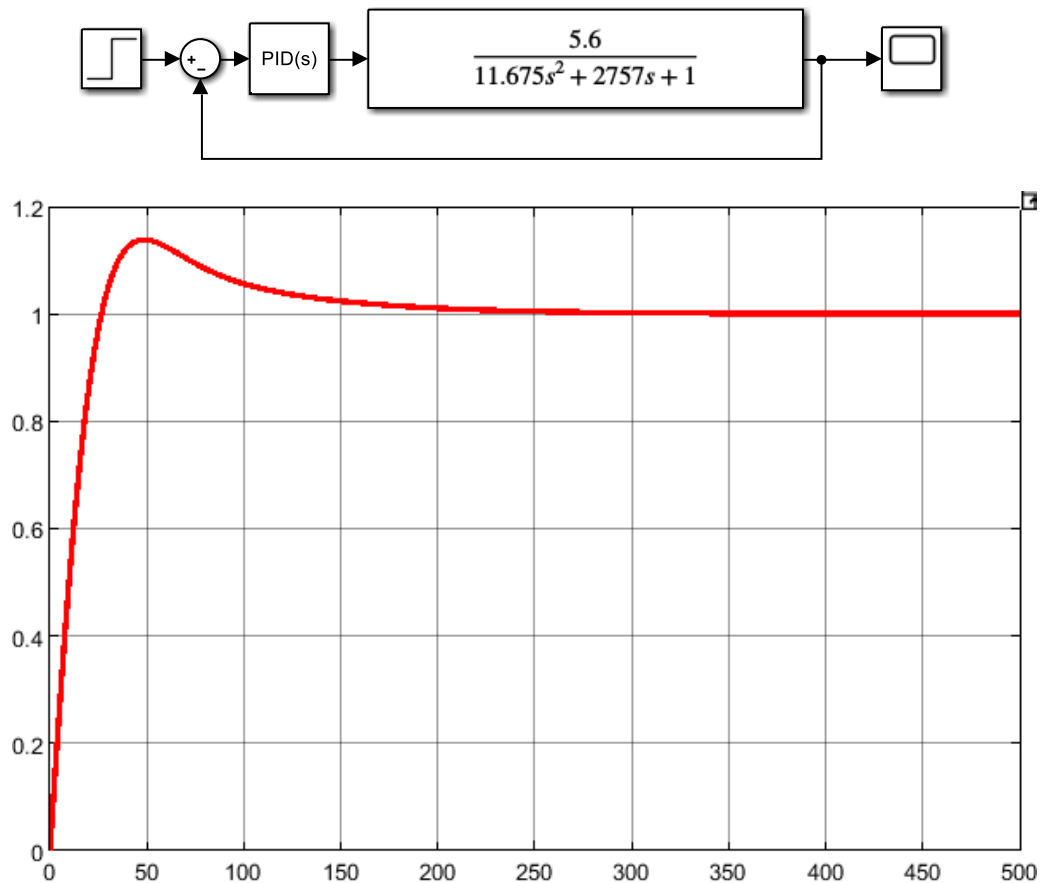


Рис. 3.9. Графік перехідної характеристики для одноконтурної системи автоматичного керування у середовищі Matlab

Ми проведемо оцінку якісних характеристик за допомогою наступних параметрів:

- часу наростання: $t_n = 30,0$ с;
- часу до досягнення першого максимуму: $t_m = 49,0$ с;
- тривалості перехідного процесу: $t_n = 225,0$ с;
- розмаху перерегулювання: $\delta = \frac{x_{\max} - x_{\infty}}{x_{\infty}} \cdot 100\% = 15,00\%$.

Для об'єктивної оцінки якісних показників перехідного процесу проведемо аналіз перехідної характеристики для каскадної системи автоматичного керування. Процес побудови здійснимо за допомогою модуля Simulink у програмному пакеті Matlab (див. рисунок 3.10).

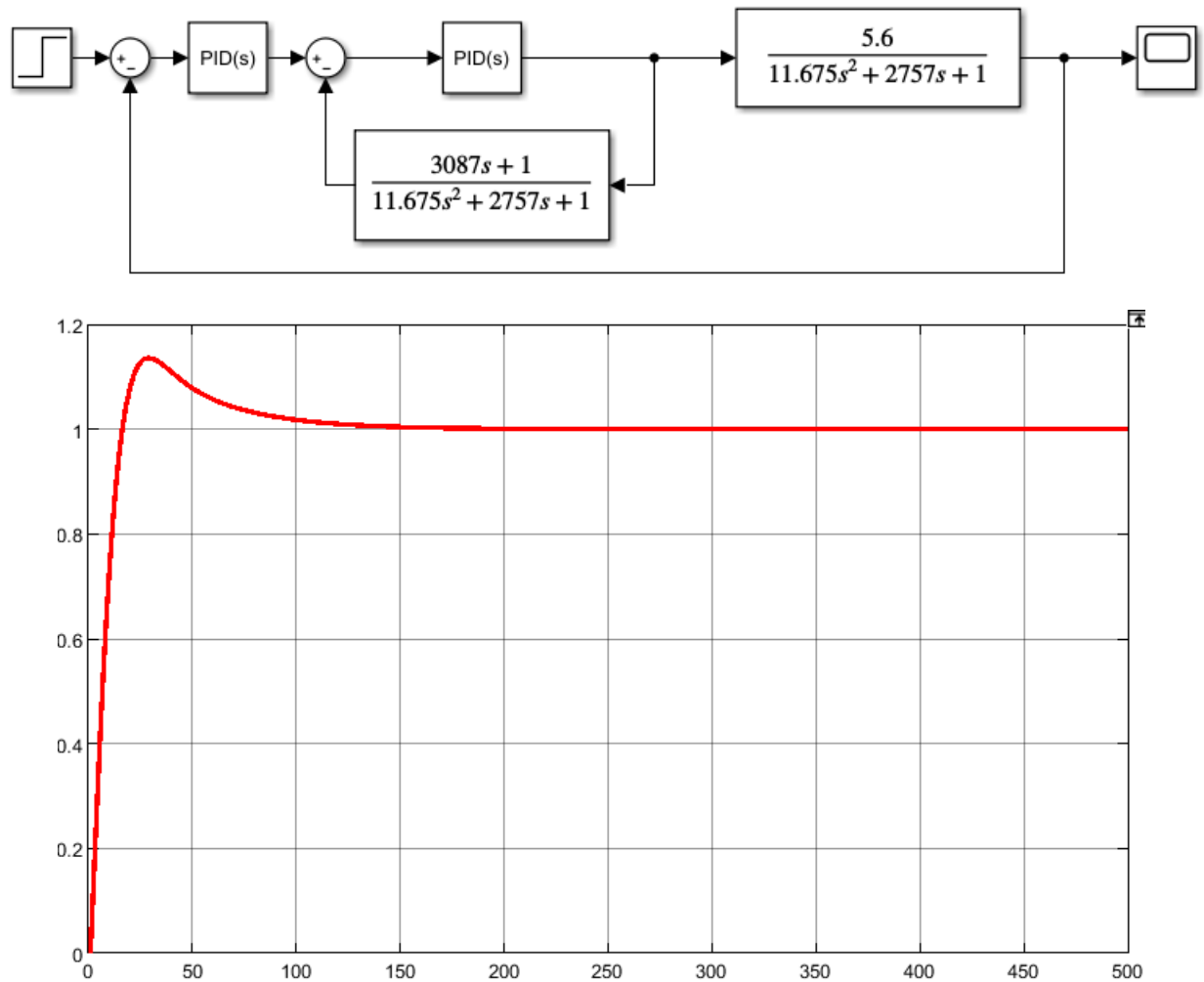


Рис. 3.10. Графік перехідної характеристики для каскадної системи автоматичного керування у середовищі Matlab

Ми проведемо оцінку якісних характеристик за допомогою наступних параметрів:

- часу наростання: $t_n = 18,0$ с;
- часу до досягнення першого максимуму: $t_n = 25,0$ с;
- тривалості перехідного процесу: $t_n = 125,0$ с;

- розмаху перерегулювання: $\delta = \frac{x_{\max} - x_{\infty}}{x_{\infty}} \cdot 100\% = 14,00\%$.

Висновки до розділу 3

У даному розділі виконано аналіз уже впроваджених систем автоматичного керування, а також розроблено абсолютно нову систему керування для випадку нашого дослідження. Побудовано дві схеми автоматичного керування: одноконтурну та каскадну.

Осуществлено визначення оптимальних параметрів налаштування обраних регуляторів як для одноконтурної, так і для каскадної систем автоматичного керування, використовуючи програмний продукт Matlab. Проведено аналіз стійкості систем автоматичного керування, а також визначено якісні показники досліджуваних перехідних процесів.

РОЗДІЛ 4

СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ НЕЧІТКОЇ ЛОГІКИ

4.1. Характеристики використання нечіткої логіки в системах автоматичного управління

САК, які включають в себе блоки нечіткого логічного висновку, вважаються нечіткими САК. Ці блоки представляють собою нелінійні вузли, оператори яких визначаються за допомогою бази знань. Ця база включає нечіткі продукційні правила та алгоритм нечіткого логічного висновку.

Використання нечітких регуляторів дозволяє скорочувати час перехідного процесу, знижувати рівень перерегулювань і зменшувати кількість коливань [12, 13].

Основні мотиви застосування Fuzzy-управління включають [13]:

1. Особливості САК із нечіткою логікою: такі як невелика чутливість до змін технологічних параметрів.
2. Можливість синтезу САК в умовах невизначеності: коли доступна інформація про об'єкт лише якісного характеру.
3. Подання інформації у лінгвістичній формі: є досить простим для інтерпретації.
4. Синтез САК для складних об'єктів з використанням методів нечіткої логіки: зазвичай виявляється менш трудомістким, ніж у випадку традиційних САК.

Принципи використання нечіткої логіки у регуляторах зазвичай реалізуються через два основних підходи:

- пряма конструкція регулятора;
- організація налаштування коефіцієнтів регулятора.

Зазвичай для створення нечітких систем автоматичного керування використовують пропорційно-інтегральні (ПІ), пропорційно-диференціальні (ПД),

пропорційно-інтегрально-диференціальні (ПІД) закони автоматичного регулювання. Структура нечіткого ПІ-регулятора наведена на рисунку 4.1.

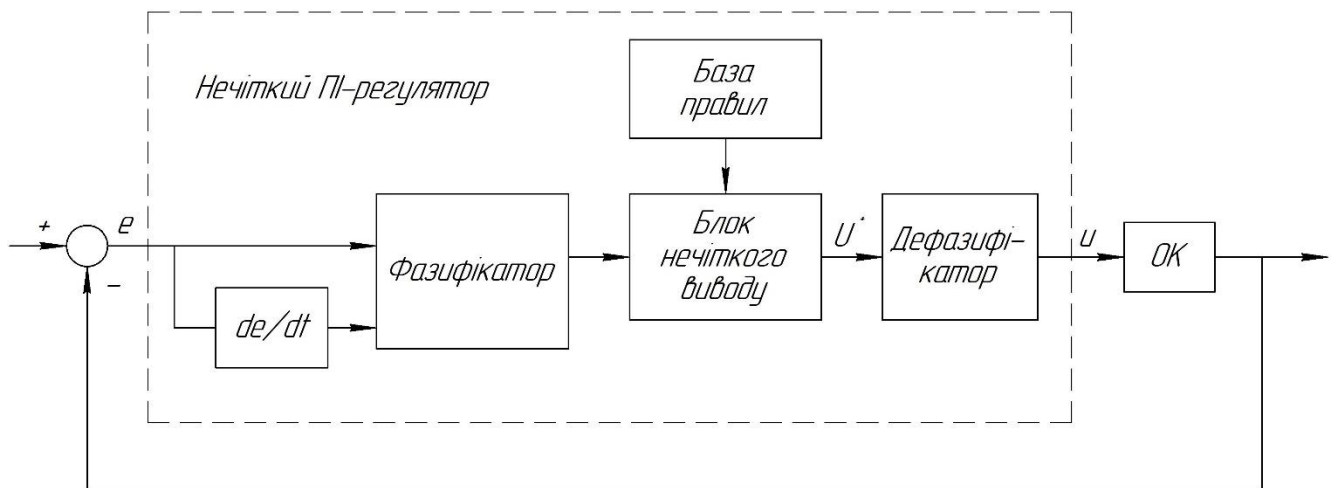


Рис. 4.1. Схема нечіткого ПІ-регулятора

Похибка, що формується на вході регулятора, додатково аналізується шляхом визначення її часової похідної. На початковому етапі ці параметри проходять процес фазифікації, у результаті якого вони перетворюються на нечіткі змінні. Далі ці змінні надходять до блоку нечіткого логічного висновку, де, на основі системи лінгвістичних правил, формується керуючий сигнал для об'єкта керування. Після виконання процедури дефазифікації — перетворення нечітких значень у чітку числову форму - отриманий сигнал подається на вихід регулятора як визначена величина керуючого впливу. Блок логічного висновку конструюється на основі правил, які формуються згідно з експертними відповідями.

Важливо відзначити, що в тих випадках, коли можна отримати точну математичну модель об'єкта керування, традиційний регулятор зазвичай є більш ефективним, оскільки при синтезі нечіткого регулятора вихідні дані вважаються приблизними.

4.2. Розробка системи автоматичного керування температурним режимом трубчастої печі за участю нечіткого регулятора

Для створення нечіткої моделі, існуючий ПІД-регулятор необхідно замінити аналогічним за стратегією нечітким Fuzzy-регулятором, який може синтезувати нелінійний закон, еквівалентний, у певному сенсі, ПІД-закону автоматичного регулювання.

У якості вхідних параметрів нечіткого регулятора використовуються поточне значення похибки ($e(k)$), її швидкість зміни у часі ($\Delta e(k)$), а також інтегральна складова похибки ($\int e(k)$). На початковому етапі ці змінні проходять процес фазифікації, у ході якого вони перетворюються на нечіткі величини. Отримані нечіткі змінні надходять до блоку нечіткого логічного висновку, де на основі бази правил формується керуючий сигнал, що впливає безпосередньо на об'єкт керування. Після здійснення операції дефазифікації цей сигнал подається на вихід регулятора у вигляді визначеного значення ($\Delta y(k)$).

Для реалізації описаного алгоритму нечіткого керування в середовищі Matlab/Simulink використовується спеціалізований пакет розширення Fuzzy Logic Toolbox. У редакторі системи нечіткого висновку обрано модель Мамдані, для якої задано три входи та один вихід відповідно до структури регулятора.

Застосування методів нечіткої логіки потребує попереднього перетворення традиційних (чітких) змінних у нечіткі, що забезпечує можливість опису нечітких залежностей між параметрами системи та формування адекватного керуючого впливу.

Цей процес називається фазифікацією. Процедура цього перетворення показана на рисунках 4.2 - 4.5. Діапазон кожної величини розділено на певні підмножини, в межах кожної з яких побудовано функції належності для цієї змінної.

У вікні редагування функцій належності для кожного параметра сформовано відповідні функції належності. Для кожної вхідної нечіткої змінної побудовано по три терми, а для вихідної нечіткої змінної - сім термів.

Застосовані такі лінгвістичні змінні, як:

- значення керувальної дії $\Delta y(k)$ ($\text{delta.y}(k)$): Великий негативний (NL) \rightarrow середній негативний (NM) \rightarrow негативний (N) \rightarrow нульовий (Z) \rightarrow позитивний (P) \rightarrow середній позитивний (PM) \rightarrow великий позитивний (PL);

- похідна за значенням часу $\Delta \varepsilon(k)$ ($\text{delta.e}(k)$): негативна (N) \rightarrow нульова (Z) \rightarrow позитивна (P);

- помилка на вході системи з нечітким регулятором $\varepsilon(k)$ ($e(k)$): негативна (N) \rightarrow нульова (Z) \rightarrow позитивна (P);

- інтеграл значення помилки $\text{integral.e}(k)$: негативна (N) \rightarrow нульова (Z) \rightarrow позитивна (P).

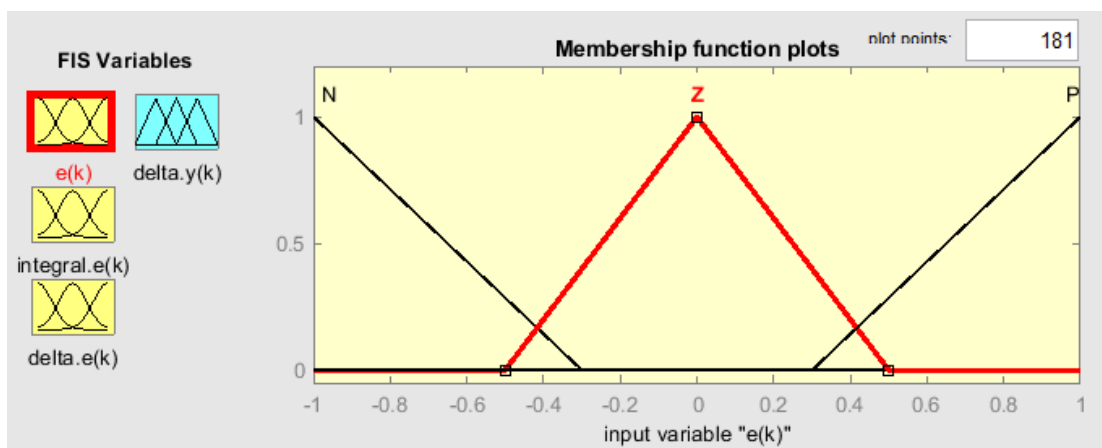


Рис. 4.2. Функції належності для змінної "помилка на вході" нечіткого регулятора ($e(k)$)

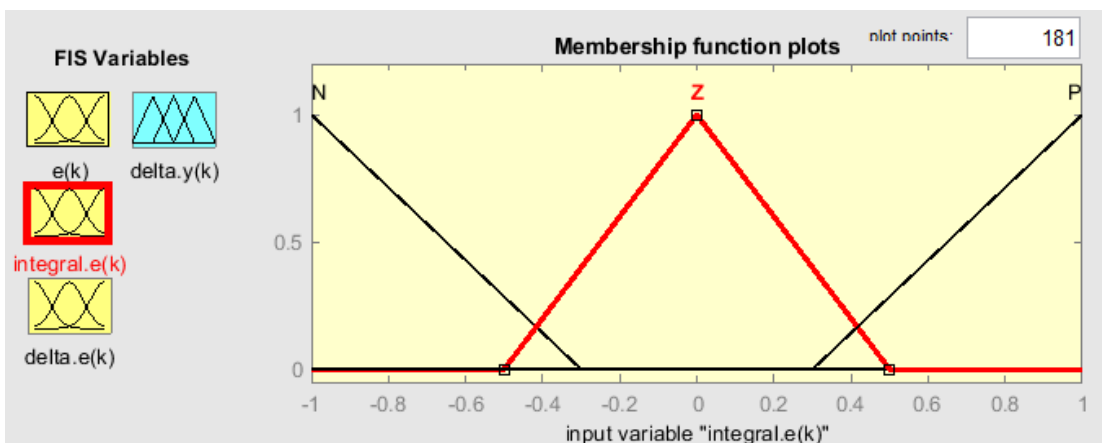


Рис. 4.3. Функції належності для змінної "інтеграл помилки" ($\text{integral.e}(k)$)

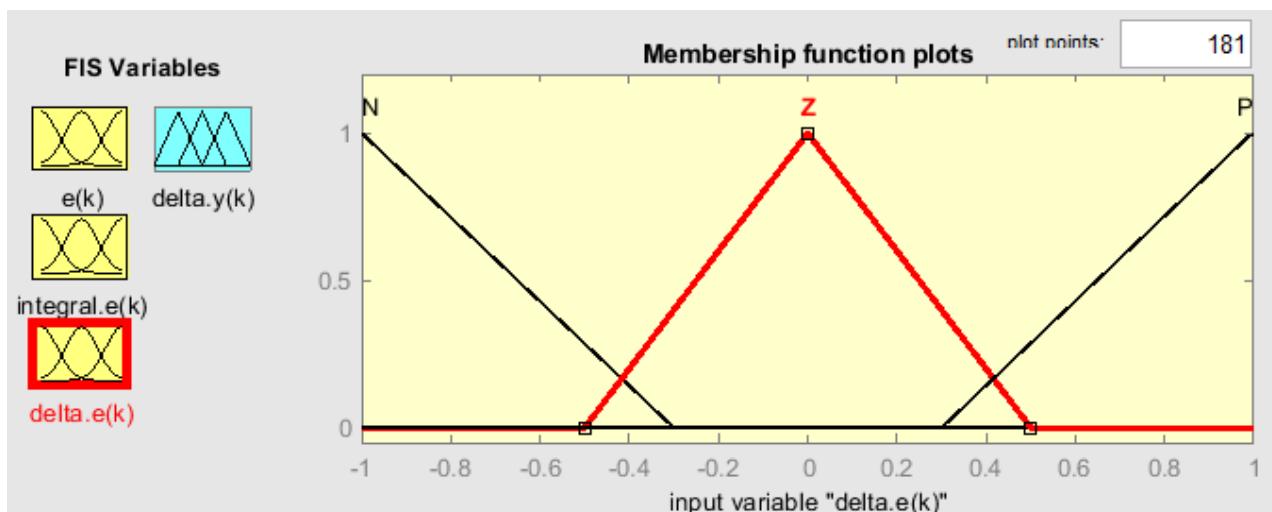


Рис. 4.4. Функції належності для змінної "похідна за часом" ($\Delta e(k)$)

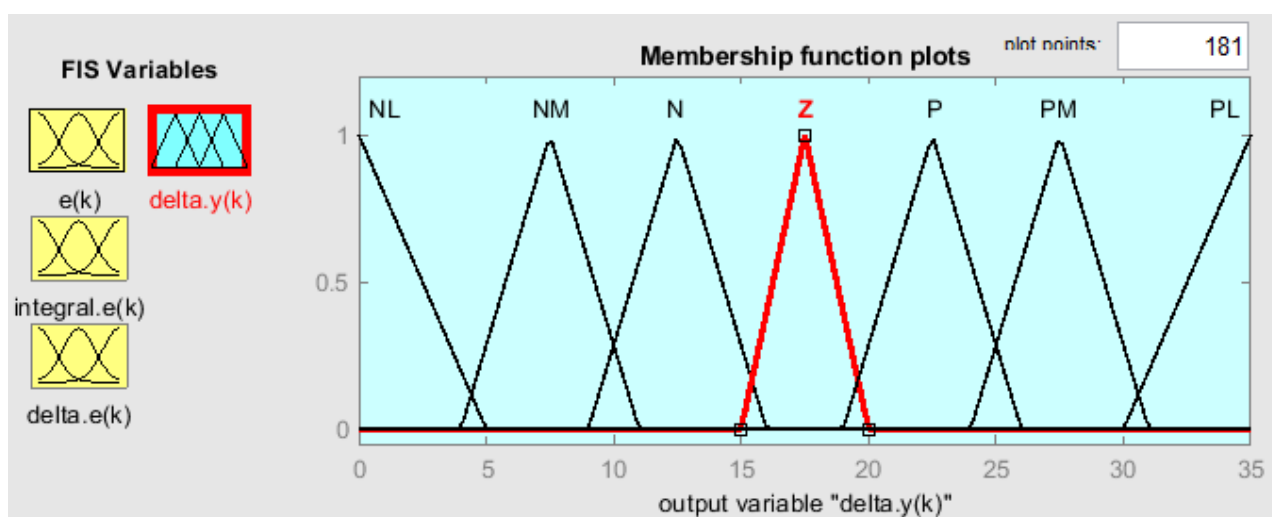


Рис. 4.5. Функції належності для змінної "керувальна дія" ($\Delta y(k)$)

Для ефективного здійснення функцій автоматичного регулювання над наявними нечіткими змінними виконуються операції, побудовані за висловлюваннями досвідченого оператора, які виражені у вигляді конкретних нечітких правил. Формулювання цих правил здійснюється на підставі емпіричного досвіду, отриманого при взаємодії з технологічними схемами та їх моделювання при різних варіаціях. Усі ці процеси формування бази правил для нечіткого регулятора виконуються в вікні редагування правил в середовищі Matlab.

Правила, представлені в редакторі правил, представлені на рисунку 4.6. Вікно для перегляду поточних результатів застосування внесених правил подане

на рисунку 4.7.

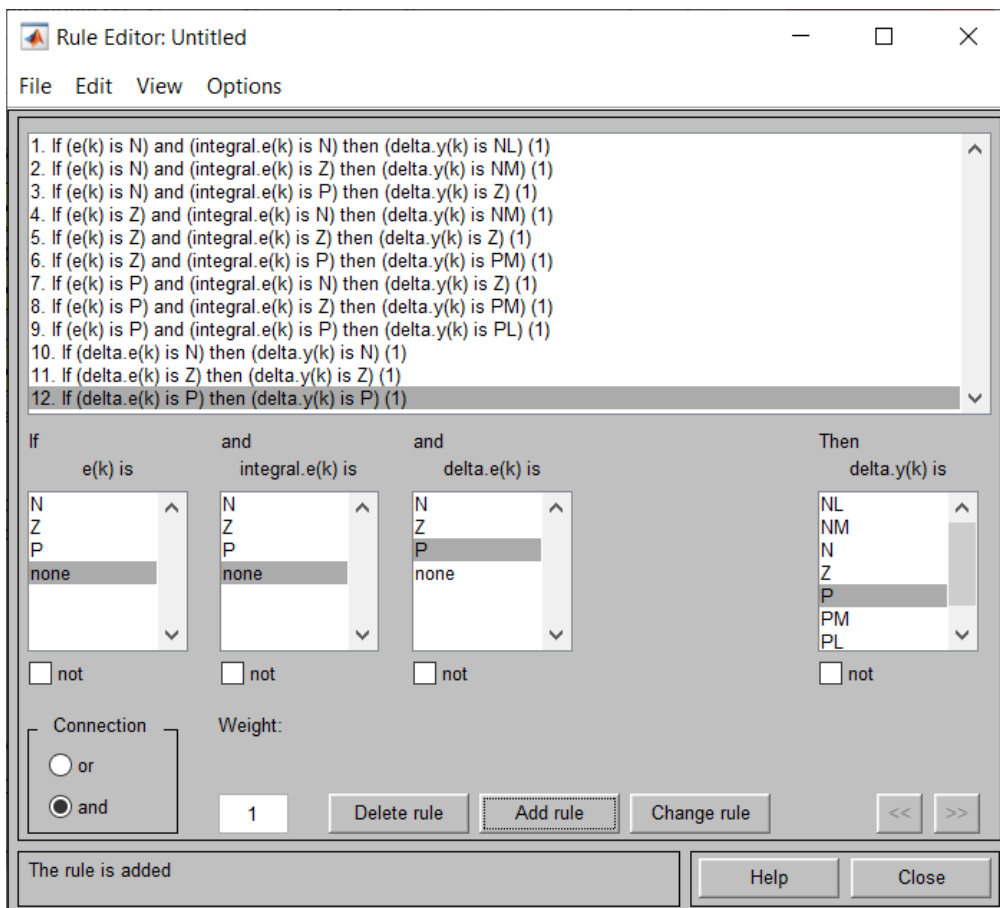


Рис. 4.6. Вигляд бази правил

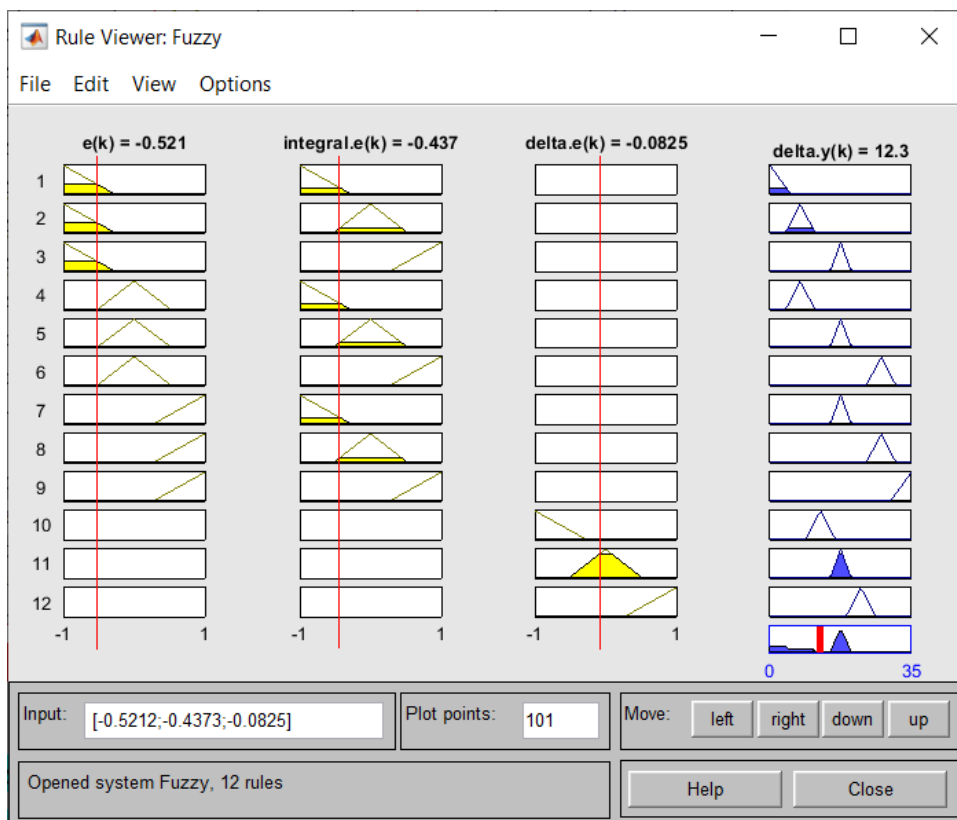


Рис. 4.7. Результати роботи правил

Для оцінки якості перехідного процесу проведено моделювання функціонування нечіткого регулятора (рис. 4.8, 4.9).

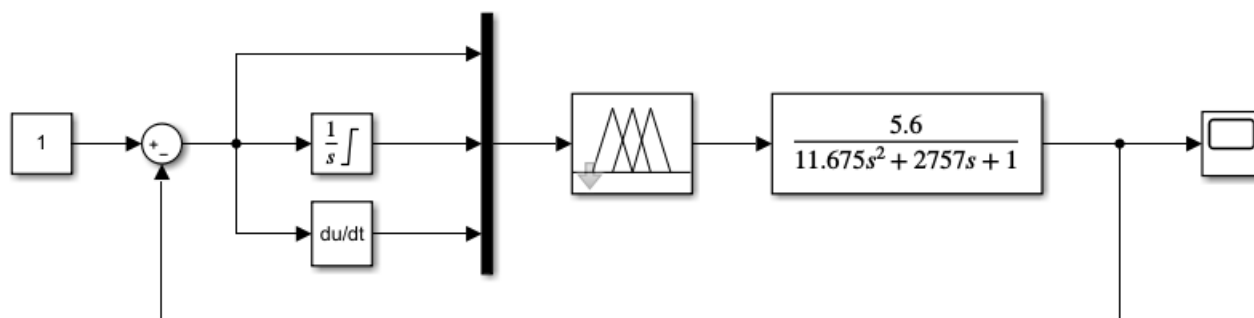


Рис. 4.8. Структура системи автоматичного керування з використанням fuzzy-регулятора у середовищі Matlab

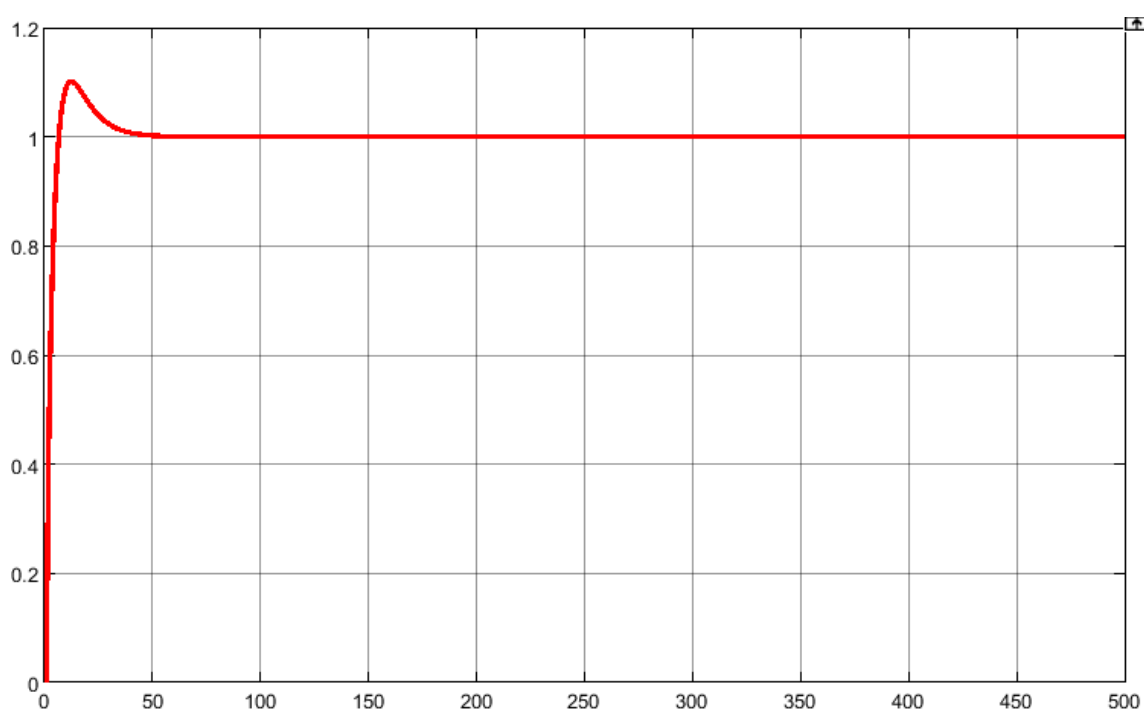


Рис. 4.9. Графік перехідної характеристики fuzzy-системи автоматичного керування у середовищі Matlab

Для аналізу якісних характеристик виконаємо оцінку за такими показниками:

- час переходу до першого максимуму: $t_n = 15,0$ с;
- час повного зростання: $t_n = 10,0$ с;
- повна тривалість перехідного процесу: $t_n = 45,0$ с;

- перерегулювання: $\delta = \frac{x_{\max} - x_{\infty}}{x_{\infty}} \cdot 100\% = 13,00\%$.

Висновки до розділу 4

У попередньому розділі розглянуті особливості використання нечіткої логіки в системах автоматичного керування та виконано розробку системи автоматичного керування температурними режимами трубчастої печі з нечітким регулятором, яка виявилася найбільш ефективною серед розглянутих.

РОЗДІЛ 5

РОЗРОБКА АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ

5.1. Розробка блок-схеми системи управління та контролю

Під час розробки проекту автоматизації, передусім, необхідно вирішити, як точно різні ділянки об'єкта будуть управлятися процесом, де будуть розташовані пункти керування та операторські приміщення, і як буде здійснюватися взаємодія між ними. Конкретніше кажучи, потрібно вирішити питання, що безпосередньо пов'язані із вибором структури управління об'єктом. Структурою системи управління розуміється сукупність частин розроблюваної автоматичної системи, які можна розділити за певним визначеним признаком, а також методи передачі інформації між цими частинами. Структурна схема представляє графічне зображення організації керування.

Структурна схема виступає одним із фундаментальних проектних документів, оскільки вона визначає раціональні канали адміністративно-технічного та оперативного керування розроблюваним технологічним процесом, що забезпечує досягнення високої ефективності його експлуатації.

У загальному визначенні призначенням структурних схем являється встановлення системи контролю та управління конкретним виробничим процесом, а також встановлення взаємозв'язків між щитами та пультами управління, необхідними оперативними робочими постами для певних основних груп технологічного обладнання. Вони також служать для відображення адміністративно-технічної суті використовуваного централізованого управління об'єктом керування.

Розробка автоматичної системи управління розглядається з урахуванням поставлених вимог, що передбачають забезпечення таких функцій, як контроль та управління технологічним процесом, а також збір даних:

- забезпечення стабільної та ефективної роботи підприємства шляхом виконання функцій керування, спрямованих на регулювання технологічних

змінних та забезпечення захисту технологічного процесу і обладнання;

- реалізація взаємодії в режимі реального часу між оператором, обслуговуючим персоналом та автоматизованими системами, що контролюють технологічний процес;

- надання інформаційних даних за визначений період до початку спостереження, а також інформації, необхідної для обліку та оперативного управління діяльністю підприємства.

Структури управління можуть мати однорівневу або багаторівневу організацію та реалізовуватися у вигляді централізованих або децентралізованих систем. У межах цього магістерського дослідження застосовується трирівнева структура управління, яка представлена на рисунку 5.1.

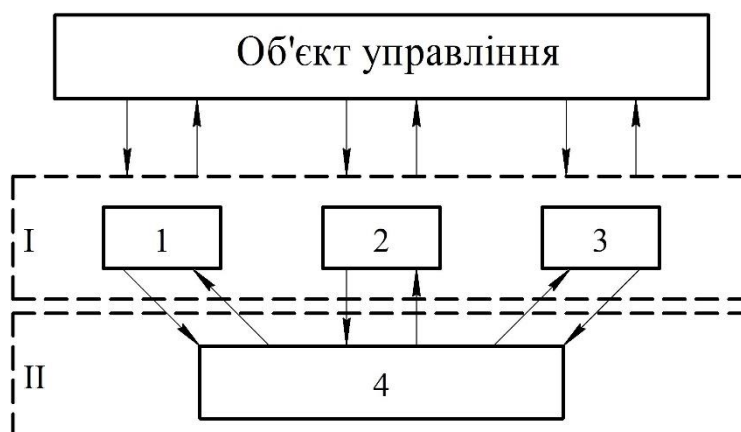


Рис. 5.1. Структура управління, розглянута на трьох рівнях: перший рівень – система автоматичного управління з регуляторами та індикаторами (1, 2, 3); другий рівень – система автоматичного управління з ПЕОМ (SCADA) (4)

На першому рівні управління передбачено три режими, які включають:

- команди, що надходять від вищого рівня, а також команди, що формуються безпосередньо першим рівнем;
- команди, які формуються безпосередньо на першому рівні;
- команди, що надходять від вищого рівня.

Другий рівень управління передбачає такі режими:

- частина команд формується на другому рівні, а інша частина функцій керування передається на засоби автоматизації першого рівня;

- всі функції процесу управління з другого рівня направляються на апаратуру першого рівня;
- всі команди формуються безпосередньо на використовуваному (другому) рівні.

Розроблена структура системи управління має необхідну надійність, оперативність та ремонтпридатність. Ця структура дозволяє досягти оптимального рівня централізації управління з мінімальним числом засобів для технологічного контролю а також управління, а відповідно — мінімізує кількість ліній зв'язку.

5.2. Підбір та обґрунтування технічних засобів автоматизації

5.2.1. Підбір мікропроцесорного контролера

У розробленій системі, контролер виступає в ролі ключового елементу автоматизованого управління. В якості такого контролера ми вибрали багатофункціональний мікропроцесорний контролер - МК-51.

Запропонований мікропроцесорний контролер призначений для автоматичного регулювання та реалізації логічного управління різноманітними технологічними процесами. Його застосування ефективне у численних промислових галузях, зокрема енергетиці, електротехніці, хімічній промисловості, металургії, цементній, харчовій та скляній промисловості. На рисунку 5.2 наведено зовнішній вигляд контролера МК-51.

Контролер підтримує локальне, каскадне, програмне та багатоканальне регулювання. Архітектура МК-51 забезпечує можливість ручного та автоматичного включення, вимкнення, перемикання та реконфігурації регульовальних контурів незалежно від їхньої складності. Окрім цього, контролер здатний обробляти аналогові сигнали, виконувати логічні перетворення та формувати команди аналогового, імпульсного або дискретного типу для ефективного управління технологічним процесом.



Рис. 5.2. Передня панель МІК-51

Запропонований мікропроцесорний контролер МІК-51 оснащений комплексом засобів оперативного керування, розміщених на його фронтальній панелі. Вони забезпечують можливість ручного задання та коригування параметрів, управління виконанням програмного алгоритму, безпосереднього керування виконавчими механізмами, а також здійснення реєстрації відмов і контролю вхідних та вихідних сигналів системи.



Рис. 5.3. Кнопки управління

Аналогові та цифрові сенсори, а також актуатори взаємодіють із контролером МІК-51 за допомогою індивідуальних кабельних з'єднань. Даний контролер проводить обробку сигналів у цифровому форматі.

Мікропроцесорний контролер МІК-51, який пропонується, представляє собою комплекс технічних засобів, що включає клемно-блочний з'єднувач та

центральний мікропроцесорний блок. Центральний блок виконує перетворення аналогових і дискретних сигналів у цифрову форму, здійснює їх подальшу обробку та формує відповідні керуючі дії згідно із заданими алгоритмами.

Мікропроцесорний контролер МК-51 має модульно-проектну архітектуру, що забезпечує можливість конфігурації його апаратної структури шляхом вибору користувачем необхідних модулів розширення та функціональних блоків відповідно до параметрів і типів вхідних та вихідних сигналів.

Цей контролер має наступні можливості:

- Підтримується до дев'яти повністю автономних контурів регулювання з індивідуальними динамічними характеристиками, кожен із яких може функціонувати у локальному або каскадному режимі, використовувати аналоговий чи імпульсний вихід, а також мати ручний, програмний або супервізорний спосіб задання параметрів.

- У постійному запам'ятовуючому пристрої зберігається понад п'ятдесят типів функціональних блоків, призначених для реалізації різних алгоритмів керування та обробки сигналів.

- Система підтримує конфігурацію до дев'яноста дев'яти програмованих блоків із довільною структурною організацією, що забезпечує гнучкість у побудові логіки керування.

- Здатність змінювати режими автоматичного керування, переключати, включати/відключати та реконфігурувати наявні контури регулювання різної складності.

- Оперативне управління контурами автоматичного регулювання за допомогою елементів лицьової панелі, таких як клавіші, цифрові індикатори та світлодіоди, для зміни режимів, керування завданнями та виконавчими механізмами, а також моніторингу сигналів та індикації аварійних ситуацій.

- Можливість розширення мікропроцесорного контролера за допомогою модулів розширення.

Базова модель мікропроцесорного контролера має наступні характеристики входів/виходів:

- Аналогові входи - 4 (2 універсальних та 2 уніфікованих).
- Цифрові виходи - 5.
- Цифрові входи - 3.
- Аналогові виходи - 1.

Таблиця 5.1

Характеристика параметрів регулятора МІК-51

Характеристики	Значення параметрів
Цикл	< 0,1 с
Годинник	Резервне живлення
Кількість функціональних блоків	< 50
Похибка цифрової обробки інформації:	
- вилучення квадратного кореня	0,10 %
- множення, ділення	0,010 %
- підсумовування, вирахування	0,0 %
Кількість функціональних блоків	99

5.2.2. Вибір індикаторів технологічного процесу на основі мікропроцесорів

За метою відображення параметрів технологічного процесу планується використовувати мікропроцесорні індикатори ІТМ-22У. Ці індикатори забезпечують відображення вимірюваних параметрів на цифровому дисплеї, виконують сигналізацію у разі виявлення відхилень вимірних значень та можуть передавати інформацію на систему SCADA для реєстрації. Зовнішній вигляд індикатора ІТМ-22У представлений на рисунку 5.4.

ІТМ-22У має такі характеристики:

- Індикатор-регулятор двоканальний, котрий є універсальним та багатофункціональним.
- Використовується для контролю, вимірювання та автоматичного

регулювання двох технологічних параметрів (тиск, температура, витрата, рівень та інші фізичні величини).



Рис. 5.4. Індикатор технологічного процесу ІТМ-22У

- Під час роботи мікропроцесорний індикатор може виконувати наступні завдання:

- Забезпечує управління трипозиційним та двопозиційним навантаженням.
- Регулює тиск, витрату, температуру, рівень та інші величини за допомогою двопозиційного чи трипозиційного регулювання, перетворюючи фізичні значення у універсальний сигнал.

- Забезпечує індикацію до двох контрольованих параметрів із можливістю встановлення порогових значень для формування сигналізації при перевищенні або зниженні показників відносно заданих меж.

- Підтримує роботу з датчиками, що формують уніфіковані струмові сигнали, а також із температурними перетворювачами типу термопар і термометрів опору.

- Застосування мікропроцесорного індикатора охоплює такі області:

- Системи цифрової індикації технологічних параметрів у досліджуваних процесах.

- Системи промислової автоматизації.

- Засоби зв'язку з об'єктом із індикацією.

- Системи збору даних, управління виробництвом та диспетчерського контролю.

- Територіально розподілені та локальні системи автоматичного керування.
- Додаткові функціональні можливості включають:
 - Задачі та сигналізацію відхилень від уставок мінімуму та максимуму.
 - Індикацію параметрів в технологічних одиницях.
 - Технічні характеристики:
 - Висота символів на світлодіодних індикаторах становить 10 мм, що забезпечує достатню зручність зчитування показників.
 - Реалізовано трирівневу гальванічну ізоляцію між входами, виходами та колом живлення, що підвищує завадостійкість і безпечність роботи пристрою.
 - Пристрій має два канали вимірювання, із періодом оновлення результатів не більше 0,1 с.
 - Роздільна здатність цифрової індикації становить $\pm 0,01\%$, а основна приведена похибка вимірювання не перевищує $\pm 0,2\%$, що гарантує високу точність контролю параметрів.
 - Кількість розрядів цифрового індикатора - 4.

5.2.3. Підбір необхідних датчиків

5.2.3.1. Датчі температури

Для вимірювання температури використовуватимемо мідний термоопір типу ТСМ-100М, який призначений для вимірювання температур як гарячих газових, так само і рідинних потоків у діапазоні температур до 300,0 °С.



Рис. 5.5. Термоопір типу ТСМ-100М із мідної конструкції

Характеристики мідного термоопору типу ТСМ-100М включають:

- Клас точності приладу – 0,5.
- Діапазон вимірювання температури – від 0,0 °С до 300,0 °С.
- Довжина занурюваної частини вимірювального елемента становить 300 мм.
- Приведена відносна похибка вимірювання не перевищує $\pm 0,8\%$, що забезпечує достатній рівень точності для технічних застосувань.

5.2.3.2. Давачі рівня

Для контролю рівня середовища в колонних апаратах застосовується гідростатичний перетворювач тиску типу «Сапфір-22ДГ 2530», який характеризується такими основними технічними параметрами:

- Максимально можливий гідростатичний тиск - 40 кПа.
- Клас точності коливається у межах $\pm 0,5\%$.
- Температура вимірюваного середовища до 300 °С.
- Величина струмового виходу становить 4...20 мА.



Рис. 5.6. Сапфір-22ДГ 2530

5.2.3.3. Давачі тиску

Для вимірювання тиску у працюючих технологічних колонах ми будемо використовувати перетворювач тиску Сапфір-22ДИ 2161, котрий має наступні характеристики:

- максимальний тиск досягає 4 МПа;
- клас точності становить $\pm 0,5\%$;
- струмовий вихід у діапазоні від 4 до 20 мА;
- оптимальна температура для вимірювань у середовищі складає до 300 °С.



Рис. 5.7. Давач тиску Сапфір-22ДИ 2161

5.2.3.4. Давачі витрати

Для проведення вимірювань витрати рідини ми використовуватимемо витратомір від компанії Honeywell, а саме модель SCM 3000PLUS. Ця система також здатна вимірювати густину та температуру рідини для розрахунку інших параметрів, таких як об'ємна витрата, вміст твердих частинок чи одиниці щільності (стандартна щільність, Brix, Baume, API).

Електроніка моделі SCM 3000 PLUS, яка базується на мікропроцесорах, забезпечує точні та достовірні виміри, а також універсальні можливості зв'язку, які розширюють можливості контролю за проходженням процесу. Основні характеристики включають:

- Точність вимірювань масової витрати $\pm 0,2\%$ (доступний варіант $\pm 0,1\%$);
- Об'ємна витрата $\pm 0,3\%$;
- Робочий діапазон витрати 1000:1;
- Струмовий вихід від 4 до 20 мА з протоколом HART®;
- Імпульсний/частотний вихід або другий струмовий вихід;
- Реле 1, наприклад, для сигналізації про помилку;

- Реле 2, наприклад, для встановлення граничного значення;
- Інтерфейс RS 485;
- Температурний діапазон вимірюваного середовища до 300 °С.

На рисунку 5.8 представлено зображення масового витратоміра Коріоліса SCM 3000 PLUS.



Рис. 5.8. Давач витрати SCM 3000 PLUS

Давач витрати SCM 3000 PLUS має конструктивну схему, яка включає в себе чутливий елемент та датчик.

5.2.3.5. Підбір виконавчого механізму

Вихідний сигнал, сформований мікропроцесорним контролером МІК-51, має аналогову електричну форму. З огляду на умови функціонування системи, доцільним є застосування електричного виконавчого механізму, який забезпечує перетворення електричного керуючого сигналу у відповідний механічний момент, необхідний для точного позиціонування регулюючого органу.

Обрати відповідний ВМ ми вирішимо на користь МЕО-16/25-0.63 ПВТ4. Цей виконавчий механізм є однообертним типу МЕО, здатним генерувати крутний момент 16 Нм та забезпечувати 0,63 оберти за період 25 секунд.



Рис. 5.9. Виконавчий механізм МЕО-16/25-0.63

5.3. Технічне втілення автоматизованої системи

5.3.1. Створення функціональної схеми автоматизації

Функціональна система автоматизації (ФСА) представляє собою ключовий технічний документ, який визначає функціональну структуру та об'єкт автоматизації технологічної установки. ФСА представляється у формі схематичного креслення, де застосовуються умовні позначення для відображення технологічного обладнання, комунікацій, органів управління об'єктом та всіх необхідних технічних засобів автоматизації (первинні перетворювачі, датчики, виконавчі механізми, вторинні прилади) з відображенням ліній зв'язку між ними.

Прилади, засоби автоматизації, електричні пристрої та елементи обчислювальної техніки на функціональній схемі автоматизації (ФСА) виконуються відповідно до вимог чинних нормативних стандартів. Зазвичай ФСА представляється у вигляді єдиного креслення, на якому відображено всі засоби автоматичного контролю, регулювання та сигналізації, що входять до складу проєктованої установки.

Допоміжні елементи, такі як джерела живлення, редуктори, реле, повітряні фільтри, вимикачі, автоматичні вимикачі, з'єднувальні коробки та інші монтажні пристрої, зазвичай не наносяться на ФСА.

Схеми автоматизації можуть бути виконані у спрощеному або розгорнутому вигляді. У спрощеному варіанті не деталізується структура пунктів контролю та

керування об'єктом. Розгорнута схема, навпаки, містить позначення первинних перетворювачів, датчиків, вторинних приладів, виконавчих механізмів, регулюючих і запірних органів, відбірних пристроїв, апаратури керування та сигналізації.

На кресленнях прямокутники, що позначають щити або пульти керування, розміщуються у верхній або нижній частині аркуша. Прилади, розташовані поза межами щитів і не пов'язані безпосередньо з технологічним обладнанням чи трубопроводами, зображуються в окремому прямокутнику з написом «Прилади місцеві». Відбірні пристрої, первинні вимірювальні перетворювачі, вбудовані у технологічне обладнання, а також трубопроводи зазвичай на ФСА не відображаються.

Кожному приладу чи засобу автоматизації, поданому на ФСА, присвоюється унікальне позиційне позначення, сформоване з використанням арабських цифр (що вказують номер функціональної групи) та букв українського алфавіту, які проставляються послідовно відповідно до напрямку передавання сигналу. Технологічне обладнання та комунікації на ФСА, як правило, подаються у спрощеному вигляді, без деталізації конструктивних особливостей. На трубопроводах технологічного процесу показується регулююча та запірна апаратура, яка безпосередньо бере участь у контролі та управлінні процесом.

5.3.2. Створення загального креслення щита

Щити для систем автоматизації використовуються для роташування на них приладів призначених для контролю і відповідно управління технологічним процесом. Зазначені прилади встановлюються як в виробничих приміщеннях, так і в спеціальних щитових приміщеннях, таких як диспетчерські, операторські та апаратні.

Розміщення приладів а також апаратів на лицьовій (фасадній) панелі щита, та відповідно у середині, повинно враховувати певні допустимі поля для монтажу. При проектуванні щита головним принципом є зручність їх монтажу та подальшої

експлуатації.

З метою захисту обслуговуючого персоналу від можливості потрапляння під небезпечні напруги та для запобігання механічним пошкодженням використаної електроапаратури у дипломному проекті обрано щит шкафного типу з позначенням ЩШ-ЗД- 2200x800x600.

5.3.3. Створення схеми зовнішніх з'єднань і підключень

Схеми зовнішніх з'єднань включають у себе комбіновану схему, на якій відображені зовнішні підключення апаратів, установок пультів, щитів, та наявні електричні і трубні зв'язки між задіяними приладами та технічними засобами автоматизації, які розміщені на технологічному обладнанні, щитах та поза щитами. У процесі проектування та експлуатації технологічного обладнання основними документами є специфікація на обладнання та технічні засоби автоматизації, а також схеми автоматизації технологічними процесами і принципові електричні та пневматичні схеми.

Ці схеми створюються за допомогою функціональних схем та типових електричних схем керування та сигналізації. Схеми зовнішніх з'єднань можуть мати форму комбінованих схем, де на одному кресленні зображені схеми електричних та трубних проводок, або схеми суміщених, де на одному з креслень подаються схеми електричних проводок та підключень труб. Для зменшення кількості кабелів і труб, а також для спрощення монтажу та зменшення витрат передбачено використання з'єднувальних та перебірних коробок.

При використанні умовних графічних зображень у схемах підключень вказують наступне: щити, пульти, місцеві пункти управління, контролю та сигналізації, вимірювання; відбірні пристрої та первинні перетворювачі; пристрої позахисних заходів та засоби автоматизації; з'єднувальні та протягуючі коробки; електропроводка та кабелі, які прокладені поза щитами; комутаційні затискачі; запірна арматура; засоби захисного заземлення.

Висновки до розділу 5

Цей розділ базується на розробці технічної документації для автоматичної системи керування. Запропонована трьохрівнева ієрархічна схема управління процесом визначає основні рівні контролю. Для здійснення управління процесом були обрані технічні засоби автоматизації, такі як первинні перетворювачі, регулятори, індикатори та виконавчі механізми.

Важливий аспект проектування становить програмне забезпечення верхнього рівня, за допомогою якого оператор може в режимі реального часу відслідковувати хід технологічного процесу.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У ході виконання магістерської роботи проведено дослідження, що включають розроблення системи автоматичного керування (САК) для трубчастої печі блоку стабілізації установки каталітичного реформінгу. Результати проведених досліджень включають наступне:

1. На основі розробленої загальної та спрощеної параметричної схеми системи керування була створена математична модель технологічного процесу. Також проведено визначення передаточних функцій для основного та допоміжного каналів автоматичного регулювання, які подальше використовуватимуться у процесі імітаційного моделювання.

2. За використанням класичних регуляторів та на основі функції передачі значення температури стабільного каталізату при вході у піч було розроблено одноконтурну систему автоматичного керування (САК). Крім того, шляхом додавання каналу регулювання витрати суміші димових газів було розроблено каскадну САК для ефективнішого управління процесом. Проведено дослідження стійкості та визначено якісні показники для обох вказаних систем керування.

3. Розроблено нечіткий регулятор, і проведено дослідження якісних характеристик отриманого перехідного процесу.

4. Виконано розробку основних проектних документів для системи автоматизації, включаючи вибір всіх необхідних технічних засобів автоматизації.

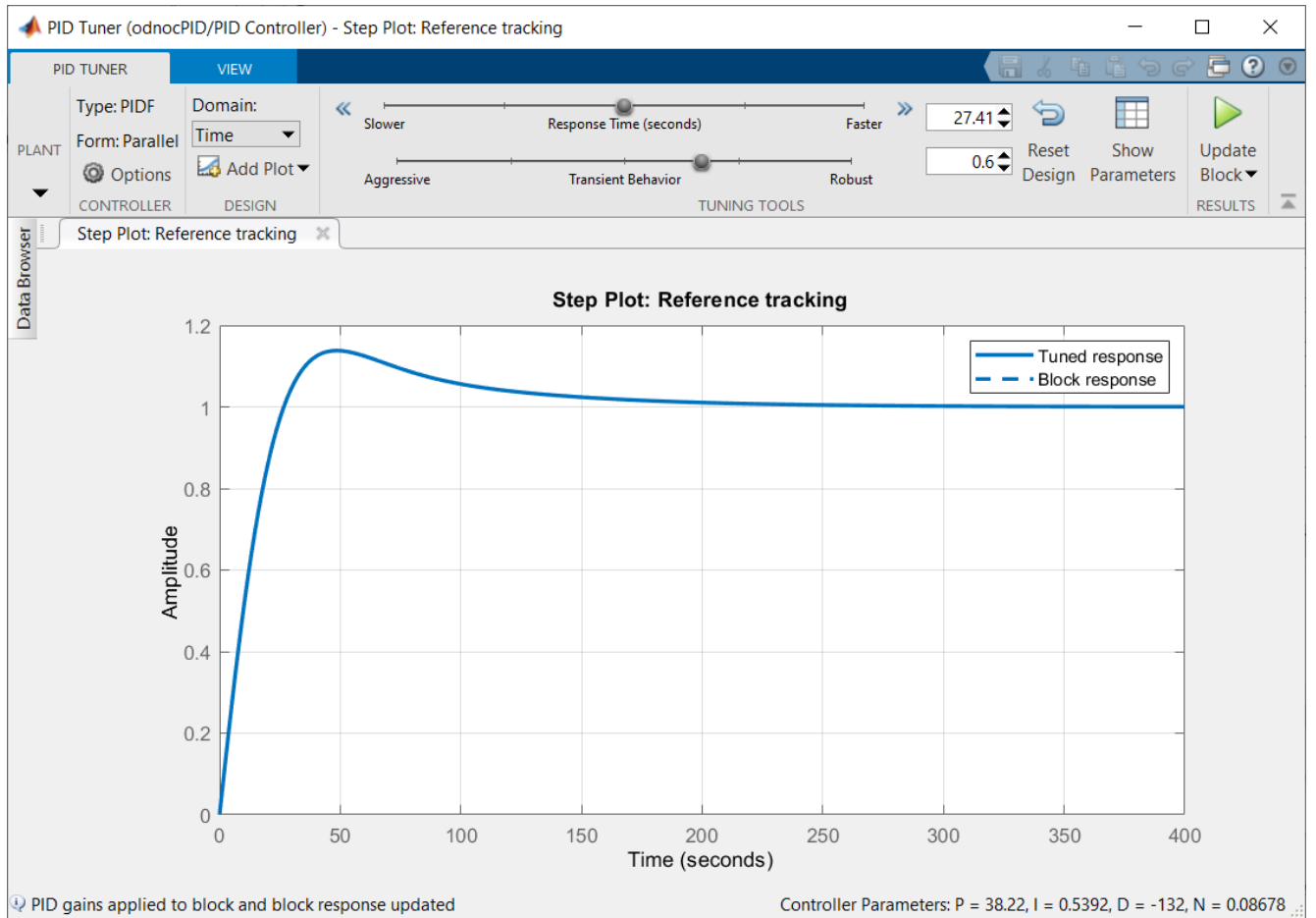
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Когутяк, М. І. Мікропроцесорні технічні засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб. Ч.1: Програмовані логічні контролери / М. І. Когутяк, А. І. Лагойда. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2016. – 237 с.
2. Когутяк, М. І. Мікропроцесорні технічні засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб. Ч. 2: FBD-програмування PLC / М. І. Когутяк, А. І. Лагойда. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2019. – 189 с.
3. Когуч Я. Р., Дранчук М.М., Семенцов Г. Н. Автоматизація технологічних процесів та виробництв в нафтовій та газовій промисловості. Івано-Франківськ: Факел, 2003. 352 с.
4. Семенцов Г. Н. та інші. Автоматизація процесів переробки нафти і газу.- Львів: Світ, 1992. 325 с.
5. Когутяк, М. І. Технічні засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб. / М. І. Когутяк. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ Факел, 2015. – 212 с.
6. Дранчук М. М., Когуч Я. Р., Когутяк М. І. Автоматизація неперервних технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Навчальний посібник. Івано-Франківськ: Факел, 2006. 385 с.
7. Дранчук М. М. Проектування систем автоматизації технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Івано-Франківськ: Факел, 2005. 448 с.
8. Бабіченко А. К., Тушинський В. І., Михайлов В. С. Промислові засоби автоматизації. Ч. 1. Вимірювальні пристрої / За заг. ред. Бабіченка А.К.: Навч. посібник. Харків: НТУ «ХПГ», 2001. 470 с.
9. Гостев В. І. Нечіткі регулятори в системах автоматичного керування. К.: Радіоаматор, 2008. 972 с.
10. Ляшук О. Л. Савків В. Б., Проць Я. І., Шкодзінський О. К. Автоматизація виробничих процесів. Навчальний посібник для технічних спеціальностей вищих навчальних закладів. Тернопіль: ТНТУ ім. І.Пулюя, 2011. 344 с.

ДОДАТКИ

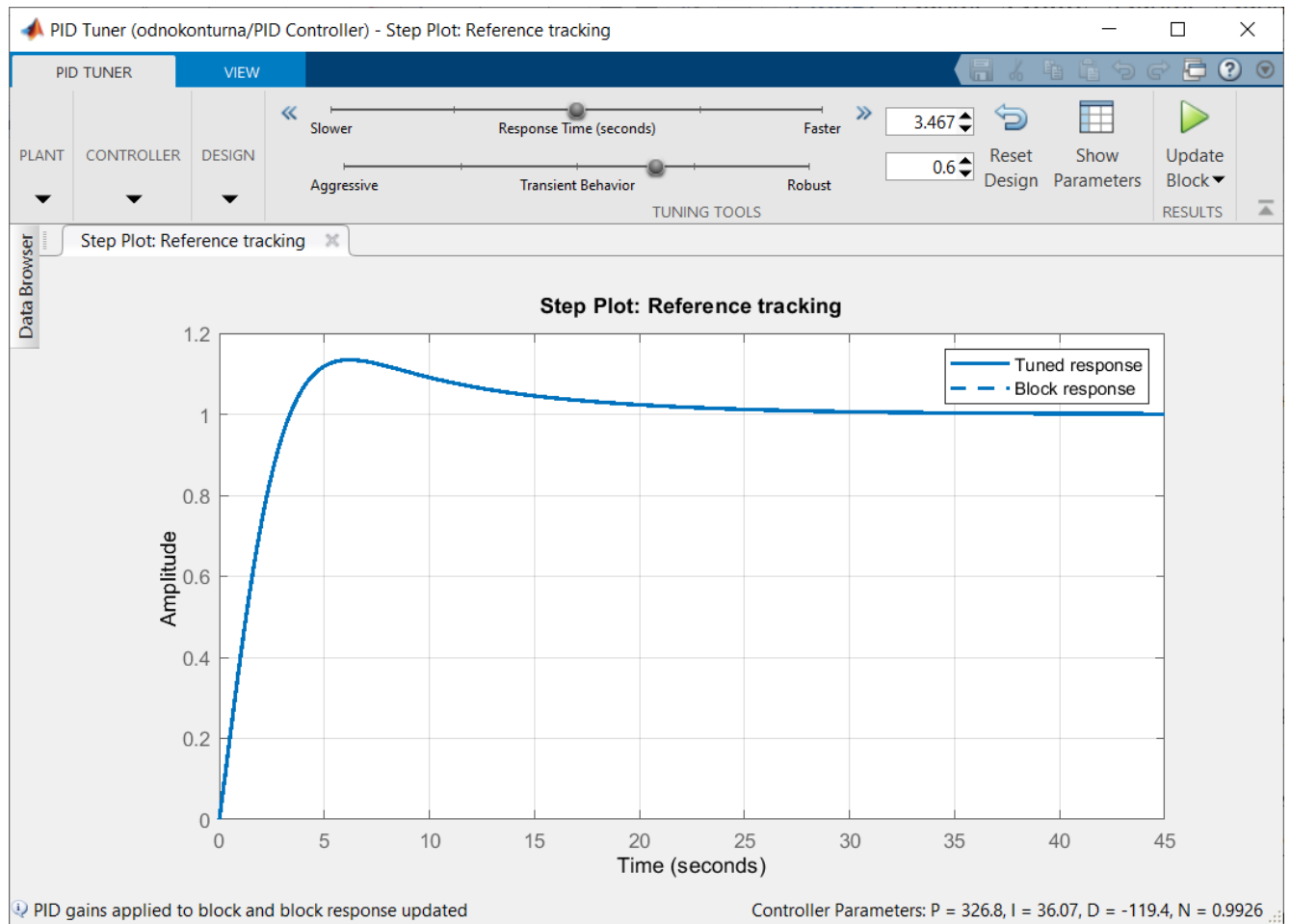
Додаток А

(Параметри налаштування регулятора одноконтурної САК)



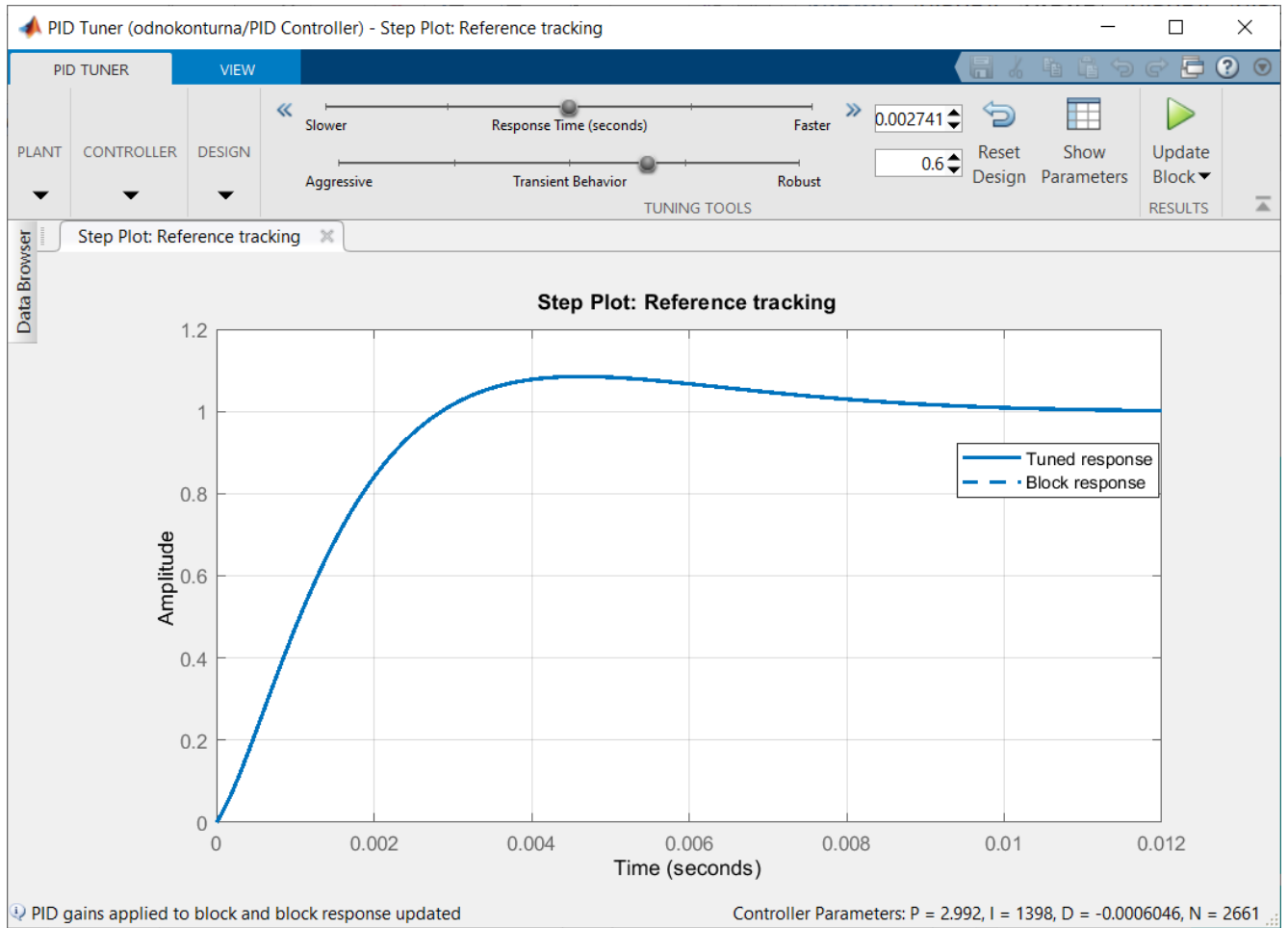
Додаток Б

(Параметри налаштування основного регулятора каскадної САК)



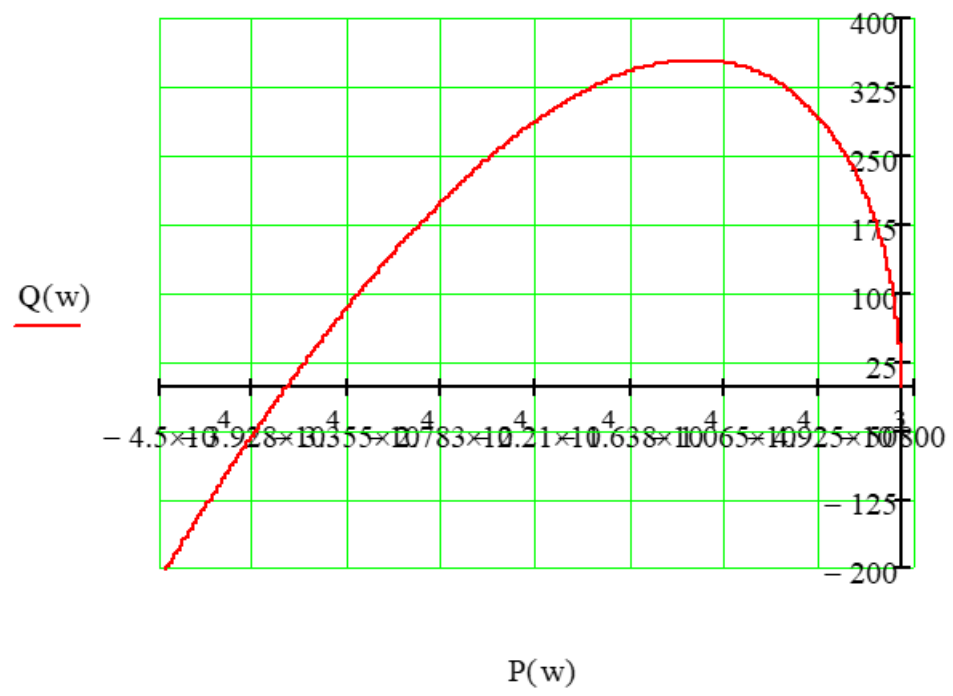
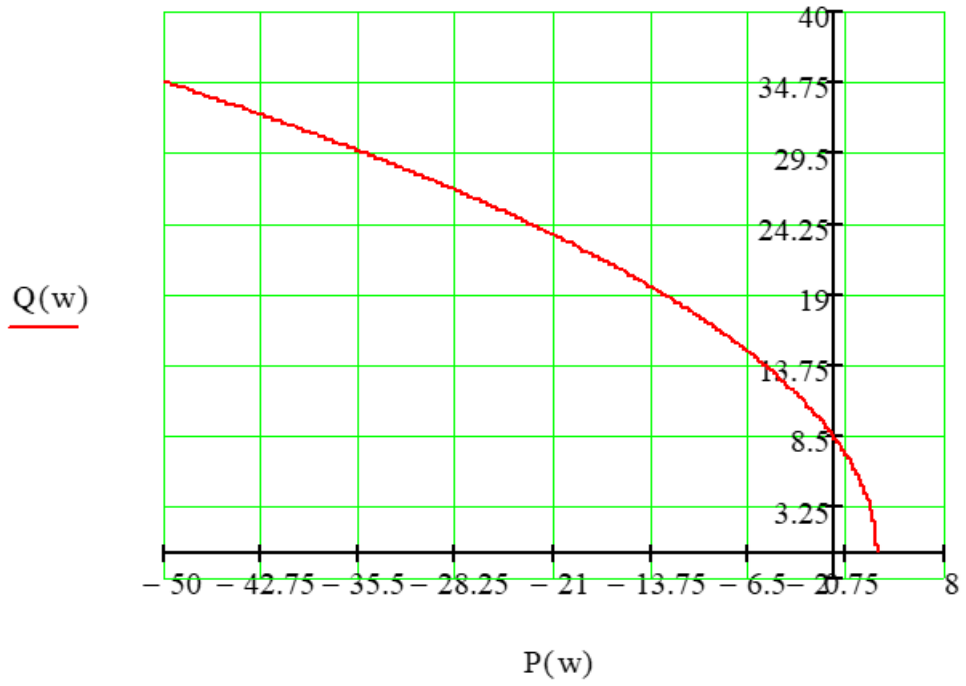
Додаток В

(Параметри налаштування допоміжного регулятора каскадної САК)



Додаток Г

(Дослідження стійкості одноконтурної САК)



Додаток Д

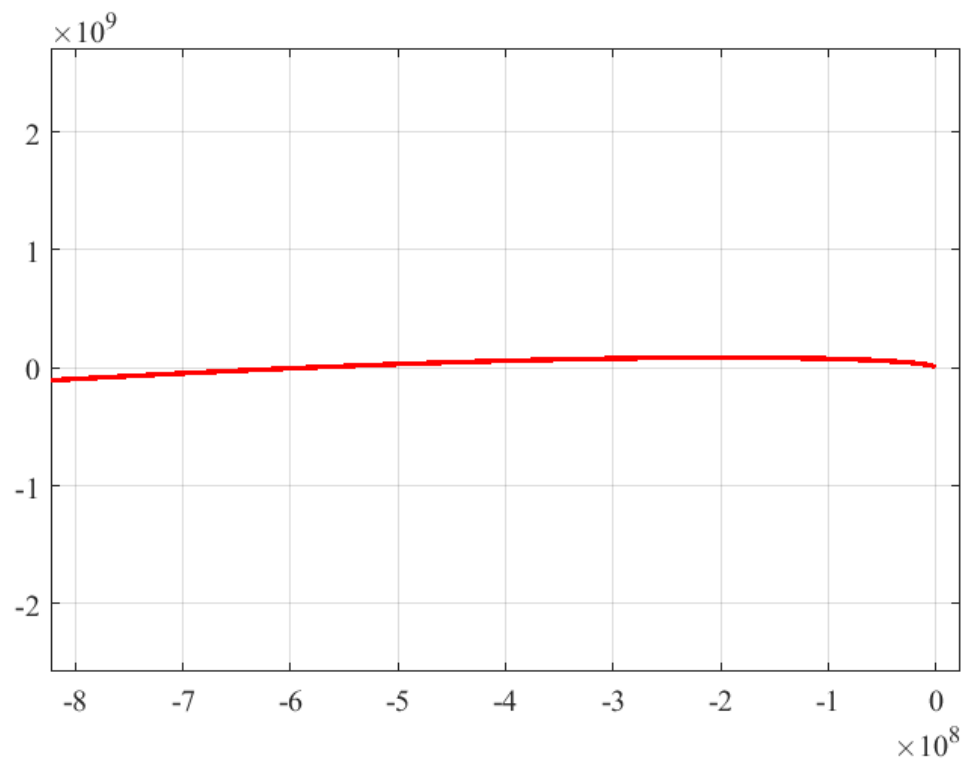
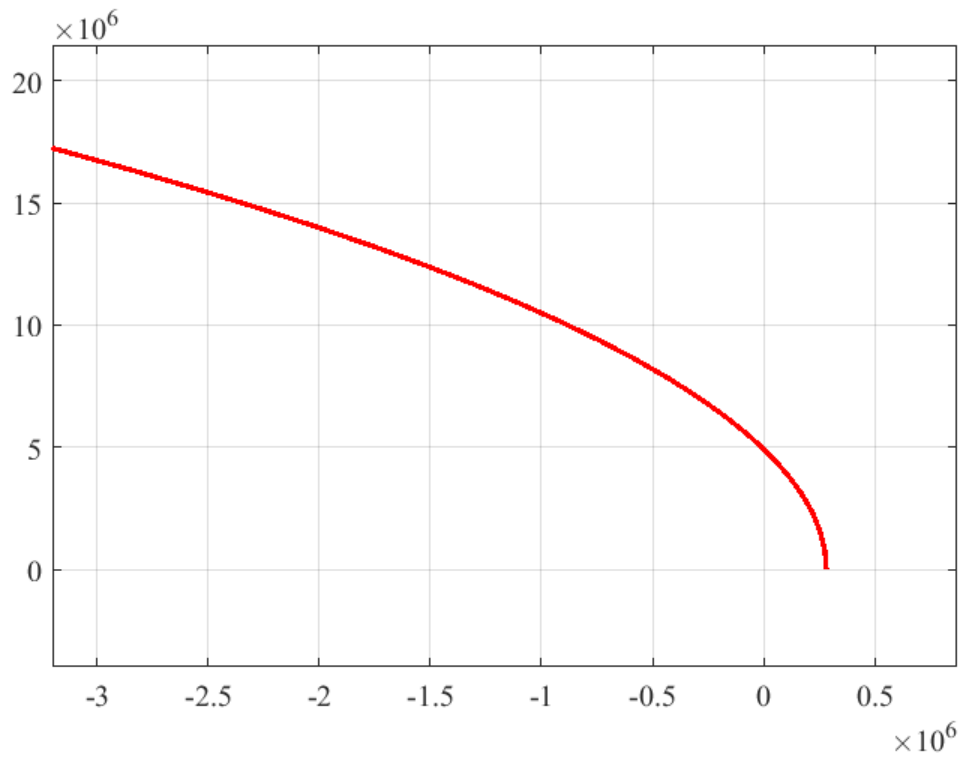
(Дослідження стійкості каскадної САК)

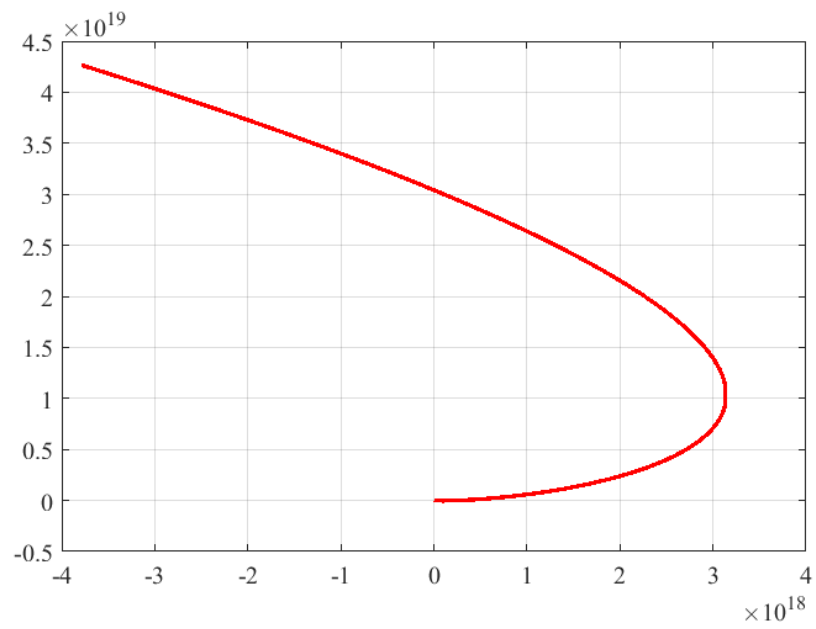
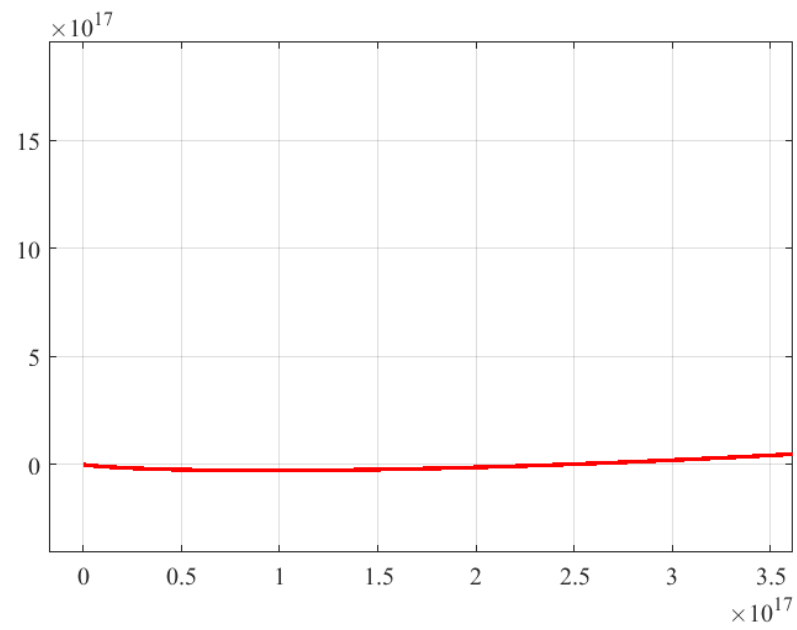
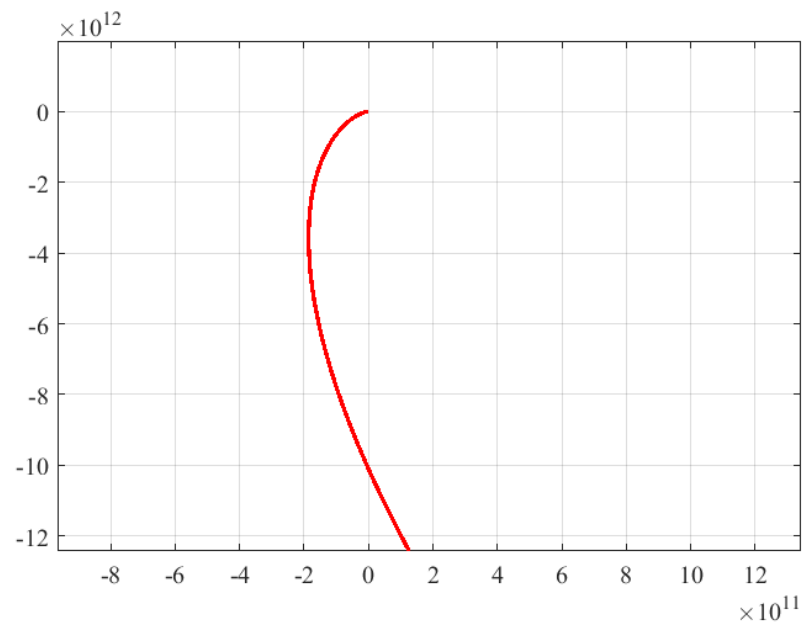
```
>> w=0:0.001:800;
```

```
>> p=-119.2350*w.^6+6.7080*10^7*w.^4-7.0660*10^9*w.^2+282384.8160;
```

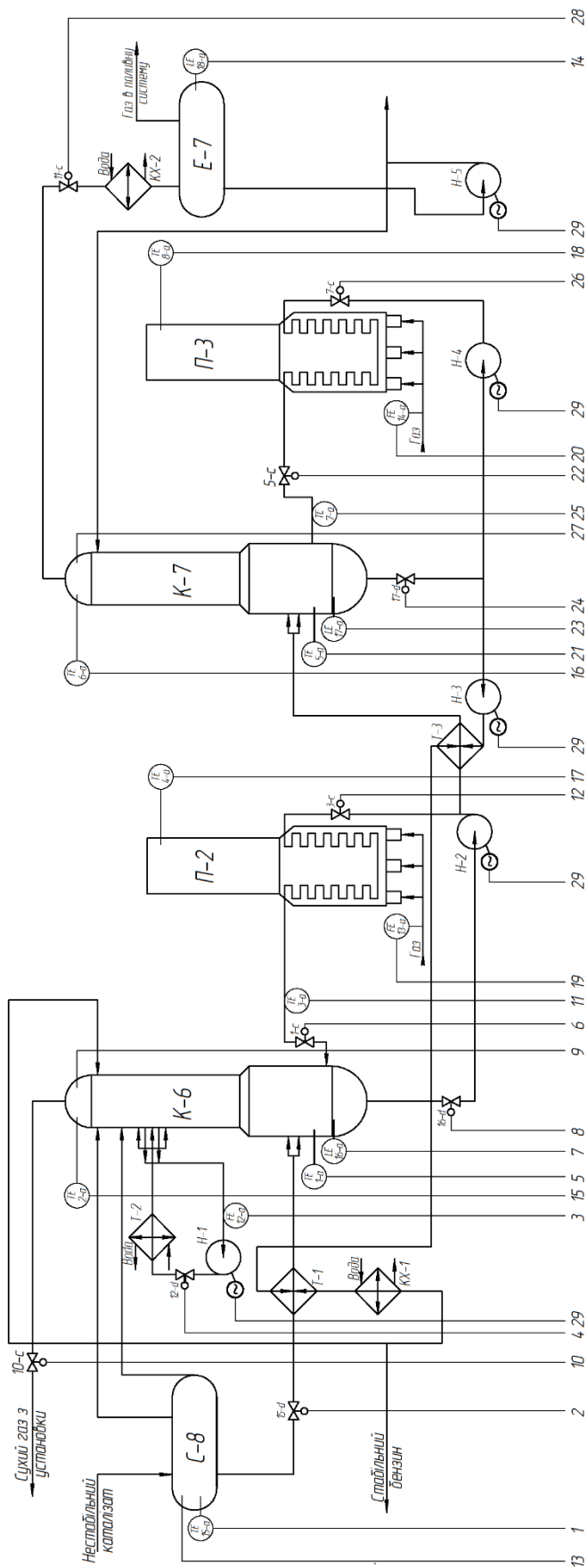
```
>> q=144809.0880*w.^5-9.3660*10^9*w.^3+7.8110*10^8*w;
```

```
>> plot(p,q)
```

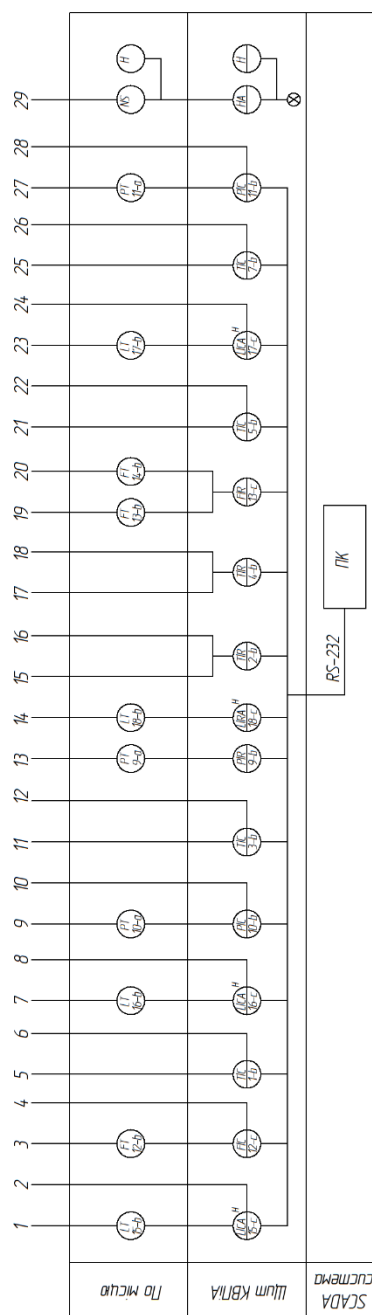




Додаток Е (Функціональна схема автоматизації)

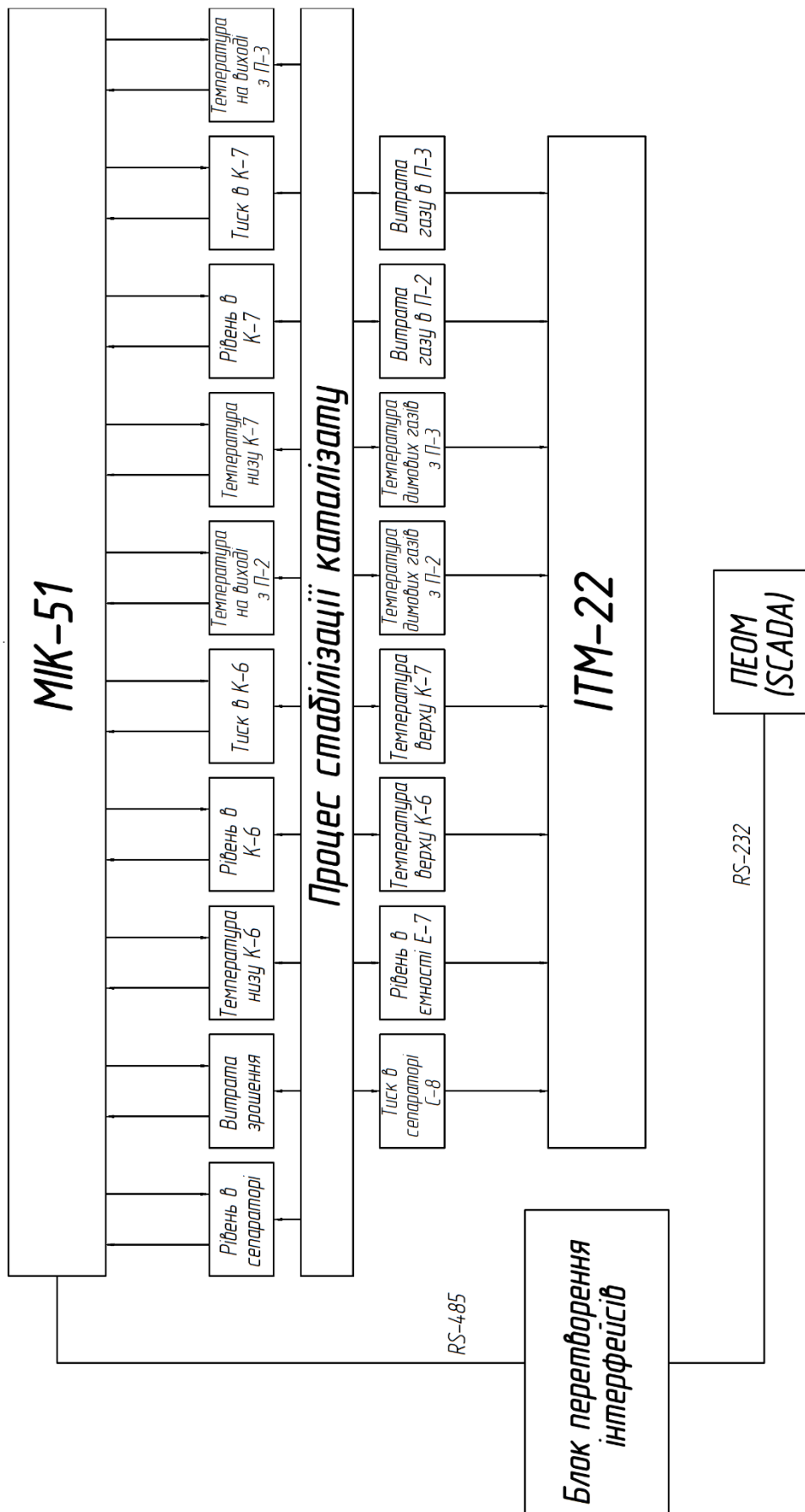


Позиція	Назва	К-сть
С-8	Сепаратор	1
Т-1, Т-2, Т-3	Теплообмінник	3
Н-1 - Н-5	Насос	5
К-7	Стабілізаційна колона	1
К-6	Айсорбер	1
П-2, П-3	ПЧ	2
КХ-1, КХ-2	Конденсатор холодильник	2
Е-7	Ємність стабілізаційної колони	1

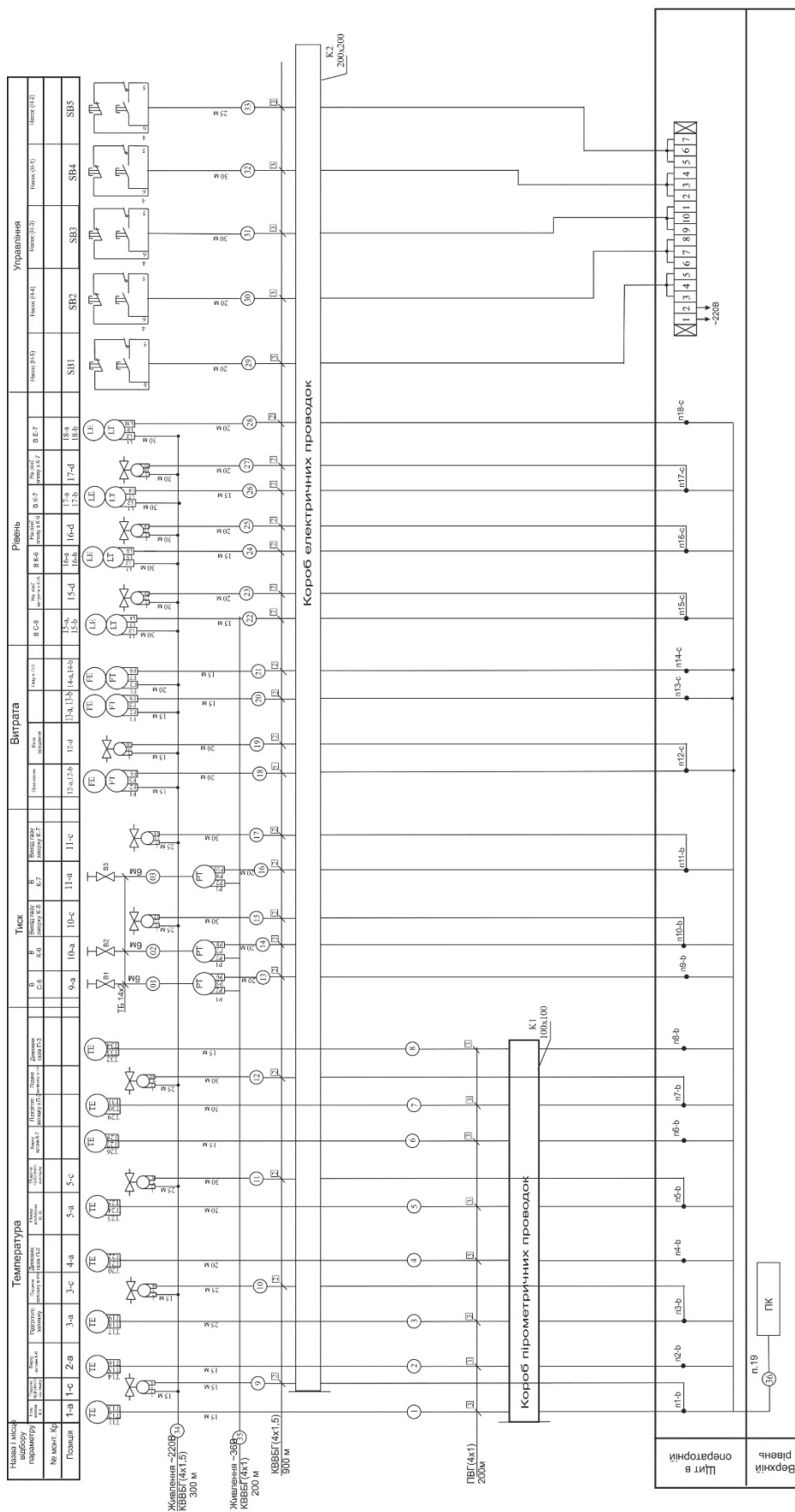


Додаток Ж

(Структура ієрархічної системи керування і контролю)



Додаток И (Схема зовнішніх з'єднань)

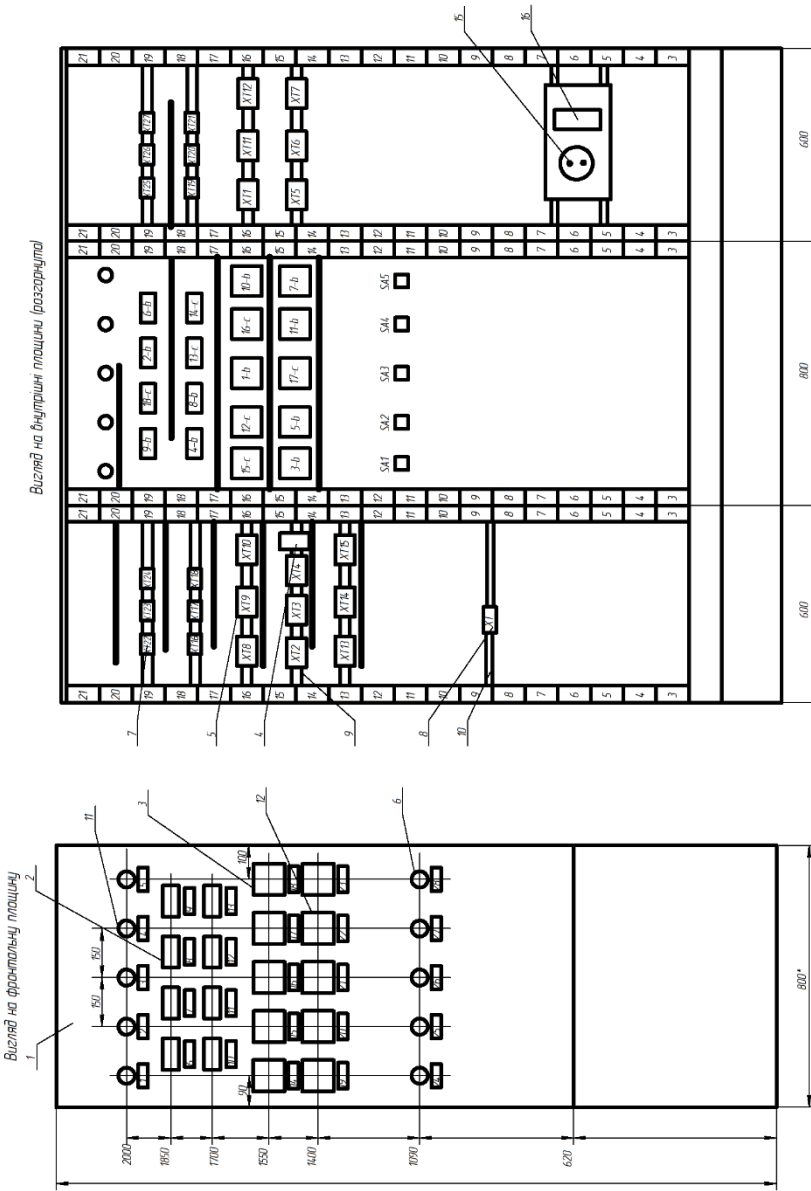


Номер провідника	Марка	Довжина, м	Примітка
1-5	ПВГ (4x1)	200	
6-41	КВВБГ(4x1,5)	1300	
42	КВВБГ 4x1	200	
01-06	ТБ-14x2	30	

Додаток К (Загальний вигляд щита)

Нижня частина щита			
№ щита	Назва щита	К-ть	К-ть
1-5	Система щитів	5	5
6	Панель щита в секції С-8	1	1
7	Панель щита в секції Е-7	1	1
8	Панель щита в секції К-6	1	1
9	Панель щита в секції К-6	1	1
10	Панель щита в секції К-6	1	1
11	Панель щита в секції К-6	1	1
12	Панель щита в секції К-6	1	1
13	Панель щита в секції К-6	1	1
14	Панель щита в секції К-6	1	1
15	Панель щита в секції К-6	1	1
16	Панель щита в секції К-6	1	1
17	Панель щита в секції К-6	1	1
18	Панель щита в секції К-6	1	1
19	Панель щита в секції К-6	1	1
20	Панель щита в секції К-6	1	1
21	Панель щита в секції К-6	1	1
22	Панель щита в секції К-6	1	1
23	Панель щита в секції К-6	1	1
24-28	Узгоджені частини	1	5

Верхня частина щита			
№ щита	Назва щита	К-ть	К-ть
1	Щит панелей з картами (МК-230/480)	1	1
2	Панель щита в секції К-6	1	1
3	Панель щита в секції К-6	1	1
4	Панель щита в секції К-6	1	1
5	Панель щита в секції К-6	1	1
6	Панель щита в секції К-6	1	1
7	Панель щита в секції К-6	1	1
8	Панель щита в секції К-6	1	1
9	Панель щита в секції К-6	1	1
10	Панель щита в секції К-6	1	1
11	Панель щита в секції К-6	1	1
12	Панель щита в секції К-6	1	1
13	Панель щита в секції К-6	1	1
14	Панель щита в секції К-6	1	1
15	Панель щита в секції К-6	1	1
16	Панель щита в секції К-6	1	1



Додаток Л

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. М. Пилипишин, Л. І. Лагойда</i>	Підвищення ефективності системи автоматичного керування піччю в процесі гідроочищення нафтових олив	99
<i>Ю. Т. Библів, Л. І. Лагойда</i>	Створення системи автоматичного регулювання трубчастої печі блоку стабілізації установки каталітичного риформінгу	101
<i>Р. М. Николин, Л. І. Лагойда</i>	Оцінка динамічних характеристик відцентрових нагінтачів гпа з газотурбінним приводом у контексті керування	103
<i>Н. Б. Татарчук</i>	Дослідження залежності вихідних характеристик газоперекачувального агрегата від зміни вхідних параметрів у середовищі DWSIM	105
<i>В. Д. Мельник, Р. І. Петришин, В. В. Бандура</i>	Інтеграція автоматизованих засобів для обробки каротажних даних у нафтогазовому виробництві	107
<i>В. Д. Мельник, Р. І. Петришин, В. В. Бандура</i>	Реалізація ші рішень у аналіз каротажних вимірювань для оптимізації буріння	109
<i>В. Д. Мельник, Р. І. Петришин, В. В. Бандура</i>	Система валідації та трасування оцифрованих каротажів із вбудованими ML модулями	111
<i>В. Д. Мельник, В. Р. Процюк, В. В. Бандура</i>	Алгоритми класифікації станів бурової установки на основі сенсорних даних	113
<i>В. Д. Мельник, В. Р. Процюк, В. В. Бандура</i>	Методи зниження невизначеності навігаційних даних у реальному часі для процесів буріння	115
<i>В. Д. Мельник, Д. М. Халєєв, В. В. Бандура</i>	Методи автоматизованого аналізу профілів кібербезпеки критичних scada систем на основі гібридної моделі «Transformer + Autoencoder»	117
<i>В. Д. Мельник, Д. І. Толочко, В. В. Бандура</i>	Інтелектуальна діагностика та корекція керуючих впливів у багатоагентних системах для енергетики та нафтогазовидобувної галузі	119
<i>В. Д. Мельник, І. П. Касянчук, В. В. Бандура</i>	Модель орієнтоване прототипування систем контролю з інтерактивною візуалізацією	121

УДК 681.51

**СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ
ТРУБЧАСТОЇ ПЕЧІ БЛОКУ СТАБІЛІЗАЦІЇ УСТАНОВКИ
КАТАЛІТИЧНОГО РИФОРМІНГУ**

Ю. Т. Библів, Л. І. Лагойда

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

Установка каталітичного риформінгу застосовується для виробництва високооктанових компонентів бензину, що використовуються у автомобільних паливних сумішах. Блок стабілізації каталізату цієї установки призначений для виділення легких вуглеводнів, таких як метан, етан, пропан та бутан. Стабілізація каталізату здійснюється за двоколонною схемою: у абсорбері відбувається деетанізація каталізату, тоді як у стабілізаційній колоні проводиться відпарювання пропан-бутанової фракції.

Процес ректифікації є основою стабілізації каталізату та передбачає розділення сумішей рідин з різними температурами кипіння на чисті компоненти. Рідкі компоненти з нижчою температурою кипіння називають низькокиплячими (н.к.к.), а з вищою — висококиплячими (в.к.к.). Одним із ключових етапів технологічного процесу є відділення розчинених у каталізаті газоподібних вуглеводнів.

Підтримання заданого температурного режиму є критично важливим для стабільності та ефективності процесу. Для нагрівання нижньої частини стабілізаційної колоні застосовується трубчаста піч, яка виконує дві функції: підігрів вуглеводневої сировини за допомогою теплоносія та забезпечення необхідної температури для хімічних реакцій завдяки теплу, що виділяється при спалюванні палива безпосередньо в апараті. Трубчасті печі зазвичай використовують для нагрівання вуглеводнів до температур, що перевищують можливість парового нагріву, тобто понад 230 °С.

Для забезпечення стабільного та ефективного функціонування процесу необхідно синтезувати автоматизовану систему керування. Основою сучасної комп'ютерної системи керування є математична модель технологічного процесу, яка дозволяє прогнозувати та підтримувати оптимальні умови роботи. У трубопроводі трубчастої печі надходять стабілізований каталізат та димові гази, що забезпечує безперервний режим роботи апарата.

Температуру стабільного каталізату на виході з печі $T_{ск.вих.}$ можемо регулювати витратою димових газів $F_{де.}$, оскільки саме на виході ми матимемо можливість отримати необхідну величину температури $T_{ск.вих.}$.

Основним параметром, що підлягає регулюванню, визначено температуру стабільного каталізату на виході з трубчастої печі, оскільки саме вона суттєво впливає на подальший хід технологічного процесу. Відхилення температури від допустимих значень може призвести до небажаних наслідків.

На підставі цих положень розроблено математичну модель та визначено функції передачі для досліджуваних каналів регулювання:

$$W_{T_{\text{об. об.}}} (p) = \frac{5,6}{11,675p^2 + 2757p + 1}; \quad (1)$$

$$W_{T_{\text{об.}}} (p) = \frac{3087p + 1}{11,675p^2 + 2757p + 1}. \quad (2)$$

Виходячи з отриманих функцій передач, було спроектовано одноконтурну систему (а), каскадну систему (б) та систему з фазі-регулятором (в).

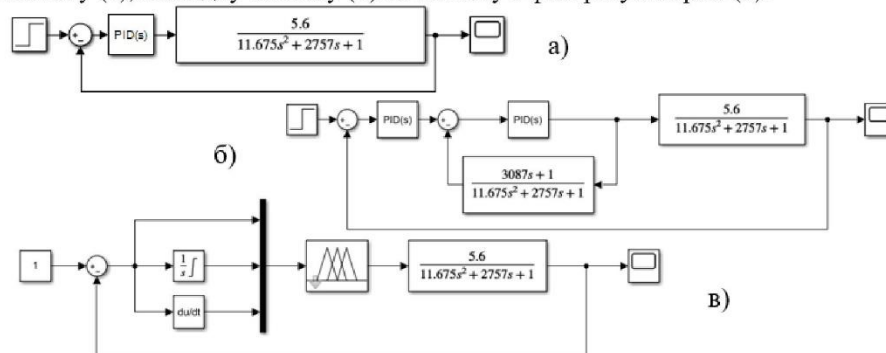


Рисунок 1 - Моделювання систем керування

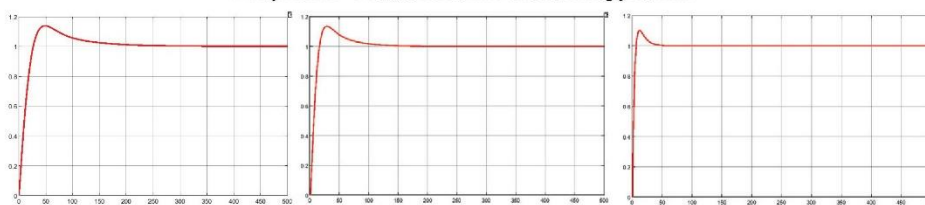


Рисунок 2 - Перехідні характеристики розроблених систем

У ході дослідження автоматичних систем керування були отримані перехідні характеристики, що продемонстрували найвищу ефективність системи з фазі-регулятором.

Літературні джерела

1 Основи моніторингу технологічних об'єктів нафтогазової галузі [Текст] : навч. посіб. / Г. Н. Семенцов, М. М. Дранчук, О. В. Гугак [et al.]. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2016. – 812 с.

2 Когутяк, М. І. Мікроконтролери для систем автоматизації [Текст] : навч. посібник / М. І. Когутяк, А. І. Лагойда. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2023. – 290 с.



ІТТETI20250181

СЕРТИФІКАТ

УЧАСНИКА КОНФЕРЕНЦІЇ

0,15 кредити ECTS

БИБЛІВ Ю. Т.

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



09 жовтня 2025

Голова організаційного комітету

Івано-Франківськ

