

**МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА**

МР.АКПм-58.00.00.000 ПЗ

Група АКПм-24-2

**Владислав Стефанків**

**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

Стефанків Владислав Ярославович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК 681.5  
(індекс)

## МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

Удосконалення системи автоматичного керування

(назва роботи)

установки піролізу нафтової сировини

Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(назва освітньої програми)

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

(шифр і назва спеціальності)

### Консультант з нормоконтролю

асистент

(посада)

Л.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

### Здобувач освітнього ступеня

АКПм-24-2

(шифр групи)

В.Я. Стефанків

(ініціали та прізвище)

### Науковий керівник

доцент, к.т.н.

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

А.І. Лагойда

### Допущено до захисту

### Завідувач кафедри

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

А.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

### Рецензент

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

І.І. Чигур

(ініціали та прізвище)

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

**Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу**

(повне найменування закладу вищої освіти)

Факультет автоматизації та енергетики

Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Освітній рівень другий (магістерський)

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

(шифр і назва)

робототехніка

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

Завідувач кафедри АКІТ

(А.І. Лагойда)

«\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ року

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

Стефанків Владислав Ярославович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Удосконалення системи автоматичного керування установки піролізу нафтової сировини

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. Аналіз існуючих методів керування тепловими об'єктами. 2. Ідентифікація, моделювання та дослідження роботи об'єкта керування. 3. Синтез і аналіз структур існуючих систем керування трубчастими печами. 4. Синтез і аналіз автоматичної системи керування із екстремальним регулюванням. 5. Реалізація автоматичної системи керування. Загальні висновки.

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

6. Консультанти розділів роботи

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

7. Дата видачі завдання 30.10.2024

**КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН**

№ з/п	Назва етапів магістерської роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Аналіз існуючих методів керування тепловими об'єктами	02.12.2025	
2	Ідентифікація, моделювання та дослідження роботи об'єкта керування	02.12.2025	
3	Синтез і аналіз структур існуючих систем керування трубчастими печами	03.12.2025	
4	Синтез і аналіз автоматичної системи керування із екстремальним регулюванням	04.12.2025	
5	Реалізація автоматичної системи керування	05.12.2025	

Студент \_\_\_\_\_  
(підпис)

Стефанків В.Я. \_\_\_\_\_  
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи \_\_\_\_\_  
(підпис)

Лагойда А.І. \_\_\_\_\_  
(прізвище та ініціали)

## АНОТАЦІЯ

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

У магістерському дослідженні здійснено всебічний науковий аналіз технології піролізу з виокремленням трубчастої печі як ключового об'єкта моделювання та оптимізації. Проведено критичну оцінку чинних систем автоматичного керування та сформовано їх структурну класифікацію. На основі визначених статичних і динамічних характеристик технологічного апарата побудовано його імітаційну модель, що дала змогу дослідити закономірності перебігу тепломасообмінних процесів у печі.

З використанням отриманих математичних моделей визначено оптимальні параметри налаштування регуляторів. Виконано синтез одноконтурної та каскадної систем керування, здійснено їх порівняльний аналіз щодо точності, швидкодії та робастності.

Обґрунтовано наукову й практичну доцільність впровадження системи з контуром екстремального регулювання, у якій критеріальним параметром обрано коефіцієнт корисної дії печі. Розроблено структуру такої системи, проведено її аналіз та оцінку стійкості на основі частотного критерію Найквіста.

Виконано технічну реалізацію запропонованої системи керування із застосуванням сучасних апаратних та програмних засобів промислової автоматизації, що підтвердило її працездатність і відповідність вимогам до високоефективних систем керування піролізними процесами.

**Ключові слова:** установка піролізу, трубчаста піч, температура, імітаційна модель, Simulink, АСК, АСР, одноконтурна, каскадна, екстремальне 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 master's research, a comprehensive scientific analysis of pyrolysis technology was carried out, with the tubular furnace being singled out as the key object of modeling and optimization. A critical assessment of existing automatic control systems was carried out and their structural classification was formed. Based on the determined static and dynamic characteristics of the technological apparatus, its simulation model was built, which made it possible to study the regularities of the course of heat and mass exchange processes in the furnace.

Using the obtained mathematical models, the optimal parameters for setting the regulators were determined. A synthesis of single-loop and cascade control systems was performed, and their comparative analysis was carried out in terms of accuracy, speed, and robustness.

The scientific and practical feasibility of implementing a system with an extreme control circuit was substantiated, in which the furnace efficiency was chosen as the criterion parameter. The structure of such a system was developed, its analysis was carried out, and its stability was assessed based on the Nyquist frequency criterion.

The technical implementation of the proposed control system using modern hardware and software tools of industrial automation was carried out, which confirmed its operability and compliance with the requirements for highly efficient pyrolysis process control systems.

Keywords: pyrolysis plant, tubular furnace, temperature, simulation model, Simulink, ASK, ASR, single-loop, cascade, extreme regulation.

## ЗМІСТ

<b>ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ.....</b>	<b>8</b>
<b>ВСТУП.....</b>	<b>9</b>
<b>РОЗДІЛ 1</b>	
<b>АНАЛІЗ ІСНУЮЧИХ МЕТОДІВ КЕРУВАННЯ ТЕПЛОВИМИ ОБ'ЄКТАМИ.....</b>	<b>13</b>
1.1. Аналіз технологічного процесу піролізу нафтової сировини.....	13
1.1.1. Призначення, суть та хімізм процесу.....	14
1.1.2. Характеристика продукції, сировини і реагентів.....	16
1.1.3. Опис технологічного обладнання установки піролізу нафтової сировини.....	18
1.1.4. Опис технологічного процесу.....	19
1.1.5. Параметри контролю і управління у технологічному процесі.....	22
1.2. Обґрунтування вибору об'єкта дослідження.....	24
1.3. Аналіз існуючих технологій керування трубчастими печами.....	25
1.4. Постановка завдання на магістерську роботу.....	30
Висновки до розділу 1.....	30
<b>РОЗДІЛ 2</b>	
<b>ІДЕНТИФІКАЦІЯ, МОДЕЛЮВАННЯ ТА ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ.....</b>	<b>31</b>
2.1. Аналітична модель та структурна схема об'єкта керування.....	31
2.1.1. Знаходження даних аналітичної моделі трубчастої печі.....	32
2.1.2. Структурна схема об'єкта керування.....	35
2.2. Дослідження роботи об'єкта керування.....	37
2.3. Математичний опис об'єкта керування.....	40
Висновки до розділу 2.....	42

**РОЗДІЛ 3**

<b>СИНТЕЗ І АНАЛІЗ СТРУКТУР ІСНУЮЧИХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ТРУБЧАСТИМИ ПЕЧАМИ.....</b>	<b>44</b>
3.1. Розрахунок одноконтурної системи регулювання.....	44
3.2. Розрахунок каскадної системи регулювання.....	46
3.3. Порівняння одноконтурної і каскадної АСР.....	50
Висновки до розділу 3.....	52

**РОЗДІЛ 4**

<b>СИНТЕЗ І АНАЛІЗ АВТОМАТИЧНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ІЗ ЕКСТРЕМАЛЬНИМ РЕГУЛЮВАННЯМ.....</b>	<b>53</b>
4.1. ККД трубчастої печі як параметр регулювання.....	53
4.2. Екстремальне регулювання.....	57
4.3. Синтез системи з екстремальним регулюванням.....	60
4.4. Аналіз стійкості АСР.....	64
Висновок до розділу 4.....	65

**РОЗДІЛ 5**

<b>РЕАЛІЗАЦІЯ АВТОМАТИЧНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ.....</b>	<b>66</b>
5.1. Проектування системи автоматизації.....	66
5.2. Вибір і аналіз комплексу засобів автоматизації.....	67
5.2.1. Характеристики технічних засобів автоматизації.....	67
5.2.2. Метрологічний розрахунок вимірювального каналу.....	71
5.2.3. Оцінка ступеня надійності автоматизованої системи керування.....	72
Висновок до розділу 5.....	73
<b>ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....</b>	<b>74</b>
<b>ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ НА ДЖЕРЕЛА.....</b>	<b>75</b>
<b>ДОДАТКИ.....</b>	<b>76</b>

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

АСК - автоматична система керування.

АСР - автоматична система регулювання.

АСУТП - автоматична система управління технологічним процесом.

АФХ - амплітудно-фазна характеристика.

АФЧХ - амплітудно-фазо-частотна характеристика.

АЦП - аналого-цифровий перетворювач

ДФУ - дефракціонуюча установка.

ОЗП - оперативна записуюча пам'ять.

П - пропорційний (регулятор).

ПЗП - постійна записуюча пам'ять.

ПІ - пропорційно-інтегральний (регулятор).

САК - система автоматичного керування.

САР - система автоматичного регулювання.

ТЗА - технічні засоби автоматизації.

ФЧХ - фазо-частотна характеристика.

ЦАП - цифро-аналоговий перетворювач.

ЦПУ - центральний пульт управління.

## ВСТУП

**Актуальність теми.** У сучасних умовах інтенсивного розвитку промисловості автоматизація технологічних процесів виступає ключовим чинником підвищення ефективності виробництва, раціонального використання матеріальних та енергетичних ресурсів, поліпшення якості продукції та впровадження прогресивних методів управління. Особливої ваги набуває модернізація існуючих систем керування та інтеграція новітніх технічних засобів, здатних забезпечити підвищену надійність і стабільність функціонування технологічного обладнання.

Сучасні автоматизовані системи керування ґрунтуються на використанні обчислювальної техніки, мікропроцесорних платформ і комп'ютеризованих засобів, що істотно розширюють функціональні можливості керувальних комплексів, підвищують їхню оперативність, точність і надійність, а також позитивно впливають на кінцеві показники технологічного процесу.

Актуальність удосконалення системи автоматичного керування установкою піролізу нафтової сировини зумовлена тенденціями розвитку сучасної нафтохімічної галузі, яка протягом останніх десятиліть демонструє стабільне зростання виробництва продуктів органічного синтезу. У промисловому масштабі забезпечення цього зростання базується переважно на отриманні чотирьох ключових вуглеводнів - етилену, пропілену, бутадієну та бензолу, основним промисловим способом синтезу яких є процес термічного піролізу. Таким чином, підвищення ефективності та керованості піролізних установок має стратегічне значення для подальшого розвитку нафтохімічного виробництва.

**Обґрунтування вибору теми дослідження.** З огляду на стратегічні пріоритети виробників вуглеводневої продукції, що полягають у мінімізації капітальних витрат, підвищенні гнучкості щодо асортименту продукції та типів сировини, а також у здатності здійснювати процеси за більш жорстких термічних режимів і скороченого часу перебування, створення удосконаленої автоматизованої системи керування постає як науково й практично значуще

завдання. Її впровадження забезпечує можливість комплексного розв'язання низки характерних для даного технологічного процесу проблем, зокрема:

- підвищення стабільності отримання продукції регламентованої якості;
- зменшення виробничих витрат і, відповідно, собівартості продукції;
- поліпшення безпечності та ергономічності умов праці персоналу.

Ключовою функцією запропонованої системи є високоточне регулювання температури продукту на виході з трубчастої печі - параметра, що визначає ефективність і селективність піролізного процесу. Додатково розроблена АСК забезпечує раціоналізацію витрат палива, що безпосередньо впливає на економічні показники виробництва, та сприяє роботі технологічного апарата в режимах, які забезпечують максимальний коефіцієнт корисної дії.

**Мета та завдання дослідження.** Метою магістерського дослідження є обґрунтування, розроблення та аналіз автоматизованої системи керування трубчастою піччю, спрямованої на підвищення стабільності й точності підтримання ключових технологічних параметрів, що безпосередньо визначають якість кінцевої продукції. Оскільки собівартість продукції у хімічному виробництві істотно залежить від рівня керованості технологічного процесу, удосконалення системи регулювання є важливим чинником підвищення економічної ефективності.

Додатковою метою роботи є забезпечення належного рівня технологічної безпеки шляхом підвищення надійності, відмовостійкості та прогнозованості функціонування системи автоматичного керування.

*Об'єктом дослідження* у даному дослідженні розглянуто трубчасту піч як ключовий технологічний об'єкт та проаналізовано основні процеси, що протікають у ній.

*Предмет дослідження* є узагальнені алгоритмічні схеми керування технологічним апаратом, інтегровані в імітаційну модель трубчастої печі.

**Методи дослідження.** Дослідження виконуються із застосуванням методологічного апарату теорії автоматичного керування, що ґрунтується на аналізі статичних і динамічних характеристик об'єкта та використанні його

формалізованих математичних моделей.

### **Новизна отриманих результатів.**

На основі отриманих статичних і динамічних характеристик, а також з урахуванням специфіки вхідних, вихідних та збурюючих впливів побудовано імітаційну модель трубчастої печі. Використання цієї моделі дало змогу всебічно проаналізувати перебіг процесів у технологічному апараті. Здійснено синтез та оцінювання ефективності наявних систем автоматичного керування, визначено оптимальні параметри налаштування регуляторів.

Обґрунтовано наукову й практичну доцільність упровадження системи керування на основі екстремального регулятора, призначеного для підтримання максимального коефіцієнта корисної дії трубчастої печі. Розроблено, структуровано та проаналізовано систему екстремального регулювання, а також виконано дослідження її стійкості відносно зовнішніх та внутрішніх збурень.

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

Тематика даної магістерської роботи повністю відповідає положенням чинного Закону України «Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки». Наукову основу дослідження становлять результати, здобуті в рамках виконання науково-дослідних робіт ІФНТУНГ, що реалізовувалися відповідно до державних наукових програм. Зокрема, до них належать роботи за такими темами:

- «Синтез комп'ютерних систем та розробка програмного забезпечення для об'єктів нафтогазового комплексу» (державний реєстраційний номер 011U605890);

- «Науково-організаційні засади нарощування видобутку вітчизняних нафти і газу та диверсифікації постачання енергетичних ресурсів для підвищення енергетичної безпеки України» (державний реєстраційний номер 0115U007099).

Таким чином, виконане дослідження спирається на визнані наукові досягнення у галузі автоматизації та енергетичної безпеки, що забезпечує його актуальність і практичну значущість для розвитку нафтогазового сектору України.

### **Практичне значення отриманих результатів.** На підставі виконаних

досліджень, синтезованих алгоритмічних рішень та структур систем автоматичного керування розроблено каскадну автоматизовану систему керування трубчастою піччю з впровадженням екстремального регулювання. Запропонована система забезпечує підтримання максимального коефіцієнта корисної дії та оптимізацію витрат палива й повітря, що сприяє підвищенню ефективності управління технологічним апаратом.

**Структура та обсяг магістерської роботи.** Магістерська робота складається із вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаних джерел та 5 додатків. Повний обсяг магістерської роботи становить 89 сторінок: обсяг основного тексту - 74 сторінки, 34 рисунки та 6 таблиць; список використаних джерел, що включає 11 найменувань та займає 1 сторінку; 5 додатків на 14 сторінках.

# РОЗДІЛ 1

## АНАЛІЗ ІСНУЮЧИХ ПРИНЦИПІВ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ОБЛАДНАННЯМ ПРОЦЕСУ ПІРОЛІЗУ НАФТОВОЇ СИРОВИНИ

### 1.1. Аналіз технологічного процесу піролізу нафтової сировини

Піроліз, або теплова деструкція (від грец. *pyro* - «вогонь» і *lysis* - «розкладання»), означає процес термічного розпаду органічних сполук під впливом високих температур у безкисневому середовищі. Піроліз нафтопродуктів - це технологічний процес перетворення вуглеводневої сировини, зокрема нафти та її фракцій, з метою отримання легких ненасичених вуглеводнів, головним чином нижчих алкенів. Реакції відбуваються за температур 700–1000 °С при тиску, наближеному до атмосферного [10].

З науково-технічної точки зору піроліз є вдосконаленою формою термічного крекінгу, становлення якої розпочалося в 1910–1920-х роках на нафтопереробних підприємствах США із впровадженням трубчастих печей. Саме на основі етилену та пропілену, виділених із газів крекінгу, були здійснені перші промислові синтетики у галузі сучасної нафтохімії. Нині саме установки піролізу забезпечують виробництво базових вуглеводневих фракцій - ключової сировини для виготовлення полімерів, синтетичних смол, каучуків і волокон.

Перші промислові установки термічного піролізу, спеціально спроектовані для отримання нижчих олефінів, були побудовані у США в 1930-х роках, а у країнах Західної Європи, Японії та на території України - у 1940-1950-х рр. Протягом останніх десятиліть найбільшого поширення набув процес парового термічного піролізу прогінного бензину в трубчастих печах, який дозволяє досягати майже граничних виходів цільових продуктів завдяки постійному вдосконаленню технологічних вузлів і систем рекуперації тепла.

У промисловій практиці відомо декілька модифікацій піролізу - із застосуванням твердого теплоносія, перегрітої водяної пари, електророзрядних

трубок, каталізаторів чи вольтової дуги. Втім, найбільш ефективною і поширеною технологічною реалізацією залишається піроліз у трубчастих печах, який характеризується високою продуктивністю, гнучкістю налаштування режимів і оптимальним енергетичним балансом [2].

### **1.1.1. Призначення, суть та хімізм процесу**

Процес піролізу, що розглядається як найінтенсивніша форма термічного крекінгу, спрямований на отримання газоподібних вуглеводнів із високою концентрацією ненасичених сполук, насамперед етилену. Саме тому промислові установки піролізу часто класифікують як етиленові установки. Залежно від технологічної мети процес може бути орієнтований і на підвищення виходу пропілену, бутіленів або бутадієну [2].

Кількісний та якісний склад продуктів піролізу визначається характеристиками вихідної сировини та параметрами технологічного режиму. У промисловій практиці для одержання етилену та пропілену зазвичай застосовують піроліз нафтових фракцій. Найвищі виходи етилену досягаються під час переробки легких парафінових бензинів або етану, тоді як зі зростанням молекулярної маси сировини спостерігається зниження утворення етилену і одночасне збільшення виходу піролізної смоли (вуглеводнів  $C_6$  і вище) та коксу.

Підвищення температури процесу та скорочення часу реакції сприяють збільшенню виходу цільового етилену. Для зменшення коксоутворення і підвищення концентрації ненасичених вуглеводнів у реакційну зону вводять розріджувачі - водяну пару, метан, водень або метано-водневі суміші [10].

Отриманий етилен є базовою сировиною для синтезу оксиду етилену, різноманітних пластичних мас і полімерів, тоді як пропілен, що утворюється під час піролізу, використовується у виробництві поліпропілену, акрилонітрилу та бутадієну, які становлять основу широкого спектра нафтохімічних матеріалів [10].

Процес піролізу характеризується високою складністю та багатостадійністю, оскільки являє собою сукупність паралельних і послідовних хімічних реакцій, у

ході яких утворюється широкий спектр органічних продуктів. Термодинамічні параметри цих реакцій, що визначають їх енергетичні характеристики, впливають на напрямок перебігу процесів і визначають граничний рівень перетворення вихідних сполук у стані рівноваги.

Унаслідок термічної деструкції вуглеводнів формуються різнотипні продукти, серед яких - низькомолекулярні олефіни, метан та легкі алкани. Для прикладу, під час піролізу етану головною реакцією є дегідрування, що приводить до утворення етилену. У випадку піролізу пропану, крім дегідрування до пропілену, відбувається також розщеплення молекул з утворенням етилену та метану. Аналогічні реакції дегідрування та розщеплення реалізуються при розкладанні н-бутану, що супроводжується формуванням комплексу ненасичених і насичених вуглеводнів [6].

Температура є визначальним параметром процесу піролізу, оскільки саме вона регулює ступінь перетворення вихідних речовин і співвідношення кінцевих продуктів реакції. Підвищення температури сприяє інтенсифікації первинних реакцій деструкції, що приводить до зростання виходу нижчих олефінів, метану та водню, одночасно з зменшенням кількості алканових компонентів у газовій суміші [7].

Кількісні показники виходу продуктів піролізу вуглеводнів за різних температурних режимів залежать не лише від глибини перетворення вихідної сировини, зумовленої температурним фактором. Температурна залежність складу продуктів реакції має складний, нелінійний характер і, як правило, визначається експериментальним шляхом для кожного типу вуглеводневої сировини окремо [7].

Не менш вагомим параметром процесу піролізу є час перебування реакційної суміші в активній зоні реакційного простору. Під цим параметром розуміють тривалість проходження потоку сировини через реакційний змішувач за температур, за яких швидкість піролітичних реакцій досягає значних значень. Для вуглеводнів фракційного складу  $C_5 - C_{10}$ , характерних для прямогонного бензину, умовною температурою початку інтенсивного розкладання вважається приблизно  $650\text{ }^\circ\text{C}$  (рис. 1.1) [7].

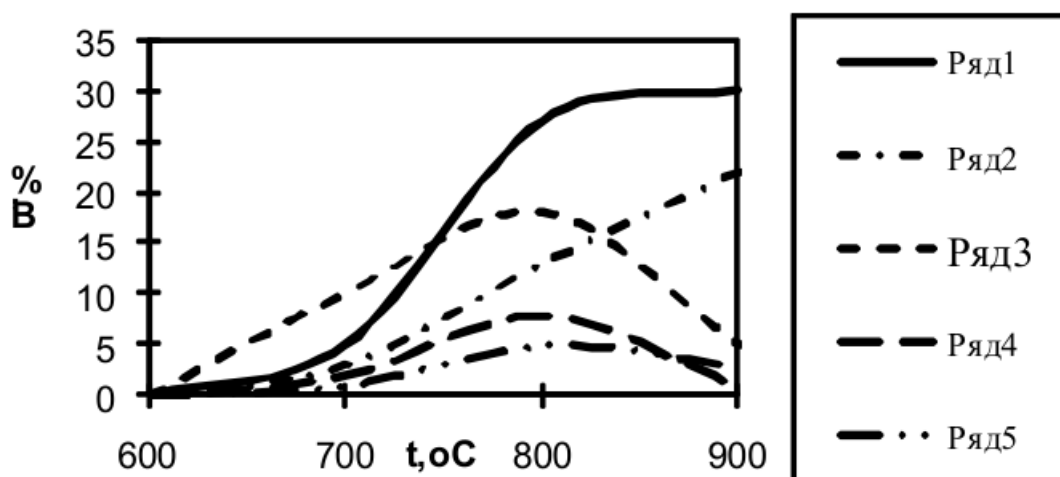


Рис. 1.1. Температурна характеристика зміни виходів продуктів піролізу прямогонного бензину в умовах ізотермічного реактора:

5 -  $C_4H_6$ ; 4 -  $C_4H_8$ ; 3 -  $C_3H_6$ ; 2 -  $CH_4$ ; 1 -  $C_2H_4$

Швидкість перебігу первинних реакцій, у результаті яких утворюються олефіни, зростає із підвищенням температури значно інтенсивніше, ніж швидкість вторинних процесів. Для кожного з проміжних продуктів піролізу - насамперед нижчих олефінів - існує температурно залежний оптимальний час перебування реагентів у реакційній зоні. Із підвищенням температури цей оптимальний інтервал суттєво скорочується [6]. Отже, підвищення температури процесу піролізу за умови відповідного зменшення часу перебування реагентів у реакторі забезпечує збільшення виходу цільових компонентів, зокрема етилену.

### 1.1.2. Характеристика продукції, сировини і реагентів

Сировиною для процесу піролізу служать вуглеводневі гази, легкі бензинові фракції, газоконденсати, гасові і газойлеві фракції, рафінати каталітичного риформінгу; ведуться дослідження з піролізу нафти і нафтових залишків.

Вибір вуглеводневої сировини для процесу піролізу зумовлюється як технологічною метою отримання цільових продуктів, так і доступністю, обсягами постачання, вартістю та загальною економічною доцільністю процесу. Для розглянутої установки в якості сировинної бази використовуються легкі бензинові

фракції з температурними межами кипіння 62–180°C для прямогінного бензину та 62–140°C для бензину-рафінату. Окрім цього, передбачено можливість піролізу етану й пропану, що виділяються в процесі переробки на заводських дистиляційно-фракціонувальних установках (ДФУ). Орієнтовні виходи основних продуктів піролізу для різних типів бензинових фракцій становлять, мас. %: етилен - 22–32; пропілен - 10–17; фракція C<sub>4</sub>–C<sub>5</sub> - близько 12; ароматичні сполуки (арени) - 6–13.

Унаслідок зростання вартості прямогінних бензинів і обмеженості їх ресурсної бази в окремих регіонах, у сучасній нафтохімічній промисловості як альтернативну сировину для процесу піролізу дедалі частіше використовують газо-газойлеві фракції з інтервалом температур перегонки 170–380°C. Під час піролізу газойлів вихід етилену становить 16–23 мас. %, пропілену - близько 15 мас. %, а сумарний вміст рідких продуктів досягає 50 мас. % [2].

Основна продукція сучасних піролізних комплексів включає етилен і пропілен із чистотою 99,9 мас. %, бутан-бутадієнову фракцію, що містить 30–40 мас. % бутадієну та 25–30 мас. % ізобутилену, а також піролізну смолу. Остання підлягає подальшій фракційній перегонці за різними технологічними схемами. Так, на установці типу ЕП-300 виділяють ароматизовану фракцію з температурою кипіння до 150°C, яка містить 25–30 мас. % бензолу, 20–25 мас. % толуолу та 10–15 мас. % ксилолів і використовується для одержання ароматичних вуглеводнів. Фракція 150–250°C застосовується як дистилятне паливо, тоді як важча фракція 250–400°C використовується як компонент котельного палива [2].

Вибір сировини є визначальним фактором економічної ефективності виробництва, оскільки її вартість становить понад 70% собівартості отримання етилену. Останнім часом простежується стабільна тенденція до використання більш важких нафтових фракцій у процесах піролізу, що пояснюється як дефіцитом легких сировинних компонентів, так і зростанням попиту на продукти глибшого перероблення — пропілен, бутилен, бутадієн та ароматичні сполуки. Водночас перехід на важчу сировину потребує суттєвої модернізації піролізних установок через інтенсифікацію процесів коксоутворення [2].

### **1.1.3. Опис технологічного обладнання установки піролізу нафтової сировини**

У технологічній схемі піролізної установки, розглянутій у межах даного проекту, передбачено комплекс взаємопов'язаних функціональних модулів, що забезпечують повний цикл перетворення та поділу продуктів реакції. Зокрема, до складу установки входять реакторний блок, секція відокремлення пірогазу та фракціонування піролізної смоли, вузол компримування, очищення й осушення газової фази, а також секція газорозділення, призначена для виділення цільових компонентів піролізу з високим ступенем чистоти.

Основними технологічними пристроями, що задіяні в установці піролізу нафтової сировини є трубчасті печі, ректифікаційні колони, газосепаратори, теплообмінні апарати, холодильники, загартовувальні апарати, парові барабани.

Трубчаста піч – це апарат, призначений для нагрівання вихідних матеріалів за рахунок спалювання палива. В окремих випадках нагрів супроводжується хімічними перетвореннями. У трубчастих печах технологічних установок різноманітного призначення реалізуються термотехнологічні, теплотехнічні і гідродинамічні процеси. Сучасні трубчасті печі представляють собою складну конструкцію, що включає камеру згоряння або радіації, в якій розташовані радіальні труби та відбувається спалювання палива, а також камеру конвекції, де встановлені конвекційні труби, що нагріваються димовими газами з камери згоряння. Труби радіаційної та конвекційної секцій інтегровані в єдиний трубчастий зміювик, через який пропускається сировина для її нагрівання [5].

Ректифікаційна колона – вертикальна циліндрична посудина. Залежно від кількості одержуваних продуктів ректифікації колони бувають прості і складні. Прості служать для одержання одного або двох цільних продуктів, а складні – для одержання трьох і більше продуктів. Розглянемо будову складної. Відповідно до схеми вона складається з двох простих колон. Концентраційні частини та відпарні секції знаходяться в основній колоні. По поперечному перерізу колони розміщені тарілки [5].

Газоводорозділювач (сепаратор) – це горизонтальна циліндрична посудина, яка призначена для розділення газів та парів від сировини, що в них надходить. Сировина осідає і відводиться знизу, а гази з верхньої частини [5].

Теплообмінні апарати - пристрої, в яких здійснюється теплообмін між двома або декількома теплоносіями або між теплоносіями і твердими тілами (стінкою, насадкою). Рекуперативний теплообмінник, використовуваний у процесі, характеризується тим, що гарячий і холодний теплоносії рухаються окремими каналами, розділеними стінкою, через яку відбувається теплообмін. Процес передачі тепла в таких теплообмінниках є стаціонарним, тому їх також позначають як стаціонарні теплообмінники. Їх робота заснована на передачі тепла за допомогою розділової стінки [5].

Холодильник - прилад для конденсації парів рідини при перегонці або нагріванні (кип'ятінні). Використовують для відгону розчинників з реакційного середовища, для розділення сумішей рідин на компоненти (фракційна перегонка) або для очищення рідин перегонкою. Повітряний являє собою посудину з трубкою, по якій рухається охолоджувана сировина, яка охолоджується навколишнім повітрям або за допомогою повітряного компресора. Він застосовується виключно в роботі з високо киплячими рідинами. Принцип роботи водяного є подібний, але тут замість повітря застосовується рідина (вода) [5].

Паровий барабан – апарат призначений для збору і роздачі робочої сировини, для відділення пари від води, очищення пари [5]. В нашому випадку він перетворює гарячу воду в пару і подає її в загартовувальний апарат і в турбокомпресор.

Загартовувальний апарат працює за принципом котла-утилізатора. Він використовує теплоту що виділяється з трубчастих печей і від пари, що надходить з парового барабана [5]. Продукти піролізу, які загартовуються в ньому далі надходять в ректифікаційні колони.

#### **1.1.4. Опис технологічного процесу**

У основній частині установки піролізу відбуваються наступні процеси. Легка

фракція бензину, нагріта в теплообміннику за рахунок тепла фракції 250- 400°C, подається в дев'ять паралельно працюючих трубчастих печей, а етан- пропанова фракція, підігріта в теплообміннику фракцією 150-250°C, подається в одну трубчасту піч . На виході з камери конвекції в сировину вводиться водяна пара в кількості 50% (мас.) по бензину і 30% (мас.) по етан-пропану. Температура на виході з змішувачів печей 810-840°C, тривалість реакції 0,3-0,6 с. Паливом для печі служить очищений від сірчистих з'єднань технологічний або природний газ. Повітря, необхідне для горіння, подається повітродувкою через теплообмінник, де воно підігрівається димовими газами до 300-400°C, потім димові гази відсмоктуються димососом і виводяться в атмосферу через димову трубу [2].

Продукти реакції далі потрапляють в труби гартівних апаратів, що працюють за принципом котлів-утилізаторів. У міжтрубний простір з парових барабанів під тиском 12 МПа подається гаряча вода. За рахунок тепла продуктів реакції вода перетворюється на пару високого тиску, яка подається в турбокомпресор [2].

Продукти піролізу виходять з гартівних апаратів з температурою 400°C і направляються в низ першої колони ректифікації. Тут вони зустрічаються з охолодженим потоком фракції 150-250°C (квенчингом), що подається в середину колони, охолоджуються до 180°C і відмиваються від твердих частинок вуглецю. Важкий конденсат з низу колони подається на ректифікацію в другу колону. Гази і пари, що піднімаються з нижньої частини колони 1, проходять глуху тарілку і додатково промиваються і охолоджуються до 100°C, контактуючи з флегмою, створену верхнім холодним зрошенням. Конденсат з глухою тарілки надходить на ректифікацію також у колону 2. Вихідний з верху колони 1 газ з парами легких фракцій охолоджується у водяному холодильнику до 30°C і прямує в сепаратор. З верху сепаратора газ забирається і щаблем турбокомпресора. Конденсат з низу сепаратора подається на зрошення в колону 1 і на ректифікацію в колону 2. Нижній продукт колони 2 – компонент котельного палива (фракція 250-400°C) прокачується через теплообмінники, нагріваючи сировину, потім охолоджується апаратом повітряного охолодження і видаляється з установки [2].

Із середньої частини колони 2 виводиться фракція дистилатів 150-250°C, яка

підігріває воду в теплообміннику, етан-пропанову фракцію в теплообміннику 2 і охолоджується повітрям. Частина цієї фракції циркулює в якості квенчингу через колону 1 [2].

Пари фракції т.к.-150°C, що виходять з верху колони 2, конденсуються в конденсаторі-холодильнику і з температурою близько 30°C надходять в сепаратор. З низу сепаратора фракція т.к. 150°C подається на зрошення колони 2, а балансова кількість виводиться з установки. Гази з верху сепаратора йдуть на I ступінь турбокомпресора [2].

Техніко-економічні показники, матеріальний баланс установки, і технологічна карта установки представлені в таблицях 1.1 1.2 та 1.3.

Таблиця 1.1

### Техніко-економічні показники установки на 1 т етилену

Сировина, т	3,82
Вода, м <sup>3</sup>	570,40
Електроенергія, кВт г	209,30
Пара (с ТЕЦ), Дж	1,67
Паливо, 1 т умовного палива	0,22

Таблиця 1.2

### Матеріальний баланс установки піролізу (ЕП-300)

Взято	% (мас.)	тис. т/рік
Прямогонний бензин (фракція)	67,2	791,3
Бензин-рафінат	25,5	300,0
Заводська пропан-пропіленова фракція	7,3	83,2
Всього	100,0	1174,5
Отримано	% (мас.)	тис. т/рік
Воднево-метанова фракція	17,7	206,4
Етилен	25,5	300,3
Пропілен	16,2	190,2
Пропан	1,0	11,8
Бутан-бутилені	12,2	144,8

Фракція т.к.-150°C	19,9	233,1
Фракція 150-250°C	1,5	17,5
Залишок >250°C	3,3	38,7
Втрати	2,7	31,7
Всього	100,0	1174,5

Таблиця 1.3

### Схема організації та послідовності виконання операцій технологічного процесу.

№ п/п	Назва параметру	Номінальне значення	Одиниці вимірювання	Допустимі відхилення
1	Температура в точці перевалу	940,0	°C	±150,0
2	Температура продукту на виході з печі	820,0	°C	±10,0
3	Витрата повітря	73333,0	м <sup>3</sup> /год	±50,0
4	Витрата палива	66066,0	м <sup>3</sup> /год	±50,0
5	Розрідження	-50,0	Па	±3,0
6	Вміст кисню у складі димових газів.	2.2,0	%	±0.050

#### 1.1.5. Параметри контролю і управління у технологічному процесі

Основними параметрами, що контролюються і регулюються в технологічному процесі піролізу нафтової сировини, є наступні:

- витрати робочих сировин на вході в установку;
- температура в трубчастих печах;
- температура в колонах зрошення і ректифікації;
- температура продуктів піролізу що надходять до колони зрошення;
- тиски на вході в загартовувальний апарат, в верхніх частинах колон і в

газосепараторі.

- рівень в колонах, в газосепараторі.

Витрата робочих сировин на вході регулює подачу їх в установку. Від неї залежить продуктивність самої установки і кількість сировини, що буде задіяна в технологічному процесі. При суттєвому відхиленні від норм автоматично регулюється ступінь відкриття клапана, тим самим забезпечується постійна і безперервна подача сировини.

Температура в трубчастих печах один з найважливіших чинників в процесі піролізу. Вона характеризує ефективність перетворення початкових речовин у ході реакцій піролізу та визначає співвідношення утворених продуктів. На виході з трубчастих печей отримується температура 810-840°C. Температура печі регулюється подачею гарячого повітря та палива, шляхом відкриття і закриття відповідних клапанів.

Температура в колонах вимірюється і реєструється для формування загальної картини процесу, подальших досліджень, експериментів тощо.

Тиск на виході з парового барабану досягає великих значень (до 12 МПа) і ці величини, особливо перевищення, потрібно контролювати для запобігання небажаних процесів, що можуть вивести з ладу обладнання або навіть призвести до аварій. Він регулюється ступенем відкриттям клапана і подачі гарячої водяної пари після проходження через димову трубу.

Таким же чином регулюються всі інші тиски. Надмірний тиск на виході з гартівного апарату регулюється через випускання парів в паровий барабан. Також регулювання тиску проводиться в колонах і в газосепараторі, при перевищенні норм відкриваються відповідні клапани в верхніх частинах цих апаратів і гази випускаються в наступні апарати. Для обох колон передбачена функція сигналізації перевищення тиску. Оскільки підвищений тиск обмежує ступінь розкладу сировини, він зменшує утворення вуглеводнів, особливо нижчих олефінів.

Регулювання рівня в усіх випадках проводиться по верхній межі. Підтримується одне задане значення шляхом зміни ступеня відкриття клапанів.

При досягненні максимально допустимих значень в колонах відбувається сигналізація.

## **1.2. Обґрунтування вибору об'єкта дослідження**

Дотримання оптимальних умов проходження технологічного процесу є важливим фактором, який забезпечує високі техніко-економічні показники. Забезпечення високої точності підтримання на оптимальному рівні параметрів, що характеризують якість продукту, можливо тільки з допомогою високоефективних автоматичних систем керування процесом. Особливо важливими є автоматичний контроль і керування процесами зі складними взаємозв'язками, великим числом вхідних, режимних і вихідних параметрів, значними запізненнями і великими постійними часу. До таких процесів належать процеси, що відбуваються в трубчастих печах.

Тому до автоматичних систем керування трубчастими печами ставлять високі вимоги, оскільки їх тепловий і технологічний режими відображаються на роботі технологічної установки, впливають на якість і кількість цільового продукту. В якості технологічного об'єкту управління в магістерській роботі розглядається трубчаста піч установки пролізу нафтової сировини (ЕП – 300) для отримання етилену.

Функціональний принцип трубчастих печей полягає в тому, що сировина проходить через трубчастий змійовик, де відбувається її нагрівання за рахунок теплової енергії, яка виділяється при спалюванні палива. Температура сировини на виході із трубчастої печі є одним із критеріїв оцінки стану процесу. Вона повинна постійно підтримуватися на заданому значенні для того, щоб процес здійснювався при умовах, зазначених технологічним регламентом.

Іншим важливим критерієм оцінки роботи трубчастої печі є значення температури горіння над перевальною стінкою. У цьому місці температура досягає максимально можливих для трубчастої печі значень і впливає на зміну температури сировини на виході з печі.

Також у даний час важливим фактором, який обов'язково потрібно брати до уваги при проектуванні і розробці АСК, є економічність та надійність таких систем. А для трубчастих печей, питання економії напряму залежить від витрат на паливні ресурси. Тобто розроблена система керування повинна працювати одночасно надійно, якісно та враховувати економічну складову.

Причиною появи недосконалостей в процесі керування можуть бути збурення, що діють на об'єкт. Завданням регулювання повинна бути підтримка заданого значення вихідної температури потоку. Значну частину збурень, що діють на об'єкт, створюють коливання тиску в системі подання паливного газу і компресор на лінії подання сировини (збурення по навантаженню), що в свою чергу впливає на витрату палива та сировини.

Теплова ефективність установки ЕП-300 в першу чергу визначається її температурним та тепловим режимами. Температурний режим характеризується початковою температурою сировини, що є ключовим параметром для оцінки її переробки. Підтримка температурного режиму згідно з нормою дозволить отримувати продукт на виході печі необхідної якості для подальшої переробки в подальших блоках з метою отримання кінцевого продукту [11].

Таким чином, врахування та ліквідація збурюючих чинників, що діють на об'єкт, повністю визначатиме якість керування процесом в печі. Поліпшення якості керування у свою чергу зробить позитивний вплив на теплову роботу печі. Тому, як об'єкт для дослідження у магістерській роботі вибрана трубчаста піч.

### **1.3. Аналіз існуючих технологій керування трубчастими печами**

У проєктованих автоматизованих системах основна увага приділяється лише підтриманню стабільності вихідної температури сировини шляхом контролю подачі палива в топку. При цьому не враховується вплив різноманітних збурень на регульований параметр, що призводить до запізненого відхилення температури сировини на виході трубчастої печі від заданого значення. Такі системи не забезпечують повноцінного вирішення ключового завдання — оптимізації

енергетичної ефективності процесу горіння [11].

Вихідна температура сировини регулюється багатьма способами. Найпростішими з них є регулювання по виходу і перевалу. В першому випадку температура регулюється безпосередньо на виході з печі. В другому випадку – непрямым шляхом внаслідок підтримання температури пічних газів над перевальною стінкою при стабілізації потоку сировини, що надходить в піч [11].

Як відомо, запізнення в АСР є одним із факторів, що погіршують якість процесу управління. При регулюванні по перевалу час запізнення значно зменшується у порівнянні з регулюванням по виходу. Також при такому регулюванні витрата палива в печі змінюється в широких межах. Це призводить до коливань теплового навантаження на поверхню нагріву, що є неприпустимим у трубчастих печах. При регулюванні за точкою перевалу температура сировини на виході печі часто перебуває в коливальному режимі, тоді як при регулюванні за вихідною температурою подібні коливання не спостерігаються [11].

Збурення, що виникають у процесі функціонування трубчастої печі, можуть бути частково компенсовані за допомогою автоматичної системи регулювання (АСР) вихідної температури продукту, яка управляє подачею палива в піч. Проте у трубчастих печей спостерігається затримка у передачі тепла від димових газів через стінку змійовика до рухомої сировини. Крім того, перехідний процес каналу «витрата палива – температура продукту на виході» триває кілька десятків хвилин, що призводить до значних динамічних помилок і тривалого часу регулювання при використанні одноконтурних АСР [11].

Водночас температура газів над перевальною стінкою швидко реагує на зміни режиму роботи печі, зумовлені варіацією подачі паливного газу. Тому істотне підвищення точності регулювання вихідної температури продукту досягається застосуванням каскадної схеми регулювання (рис. 1.2), яка поєднує переваги одноконтурних АСР як по виходу, так і по перевалу. У цій каскадній системі коригувальний регулятор, що контролює температуру продукту на виході, формує завдання для стабілізуючого регулятора, який підтримує температуру газів над перевальною стінкою і управляє подачею палива. Завдяки цьому стабілізуючий

регулятор починає компенсувати збурення, що впливають на процес згоряння палива, ще до того, як вони призведуть до зміни вихідної температури продукту [11].

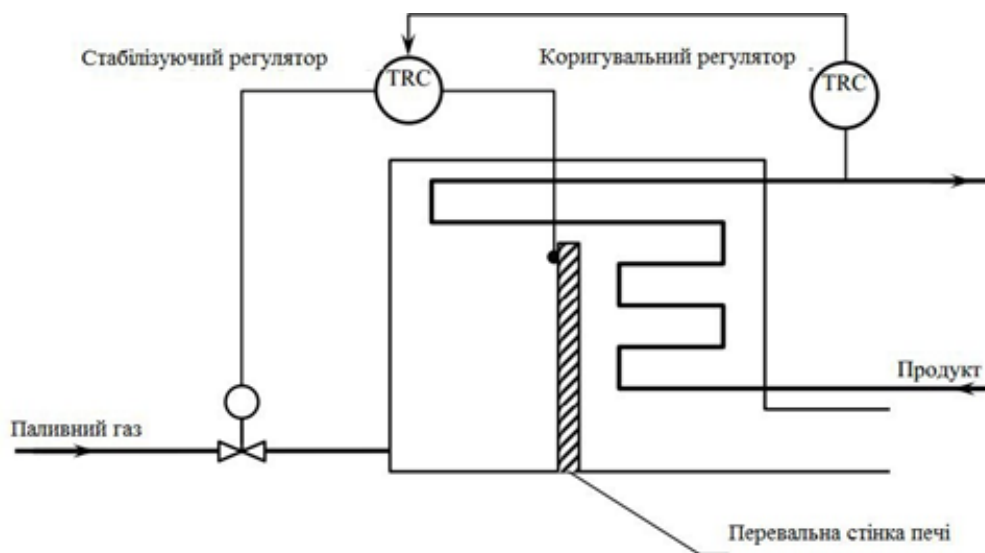


Рис. 1.2. Структурна схема каскадної системи регулювання температурного режиму трубчастої печі

При раптових змінах навантаження печі за витратою нагріваємого продукту та наявності збурень у витраті палива застосовується описана нижче каскадна схема регулювання. У цій схемі стабілізуючий регулятор формує вплив на регулятор співвідношення витрат продукту та палива, який, у свою чергу, керує подачею палива в піч (рис. 1.3) [11].

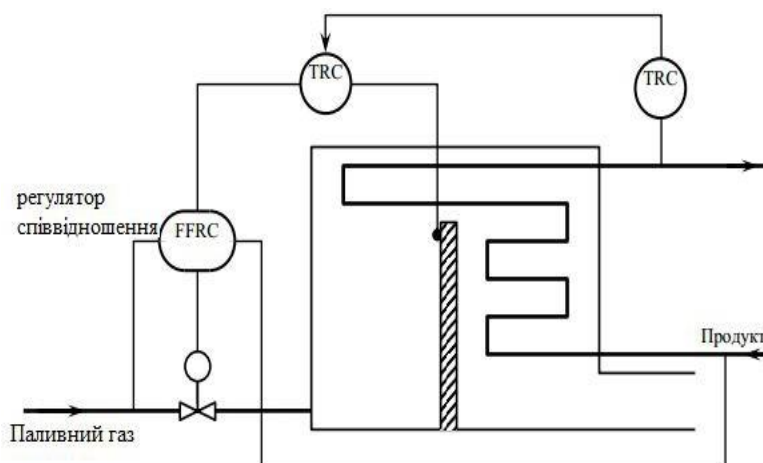


Рис. 1.3. Каскадна система регулювання трубчастої печі із застосуванням регулятора співвідношення між подачею палива та витратою нагріваємого продукту

При примусовій подачі первинного повітря його оптимальна витрата, за якої досягається максимальна температура в топці, підтримується за допомогою регулятора співвідношення «паливний газ – повітря». Цей регулятор забезпечує підтримку заданого коефіцієнта надлишку повітря, визначаючи інтенсивність процесу горіння.

У разі значних змін теплотворної здатності палива регулятор співвідношення отримує коригувальний сигнал від регулятора стабілізації вмісту кисню у топкових газах. Це дозволяє забезпечити повне згоряння палива та високу точність регулювання.

Сильним збуренням режиму роботи трубчастих печей є коливання тиску паливного газу, яке компенсується через додатковий регулятор тиску, інтегрований у автоматизовану систему регулювання температури продукту на виході з печі. Завдання для цього регулятора надходять від регулятора температури в пічному просторі.

Впровадження такої системи дозволяє забезпечити стабільне та точне регулювання витрати паливного газу, оскільки його витрата значною мірою залежить від тиску.

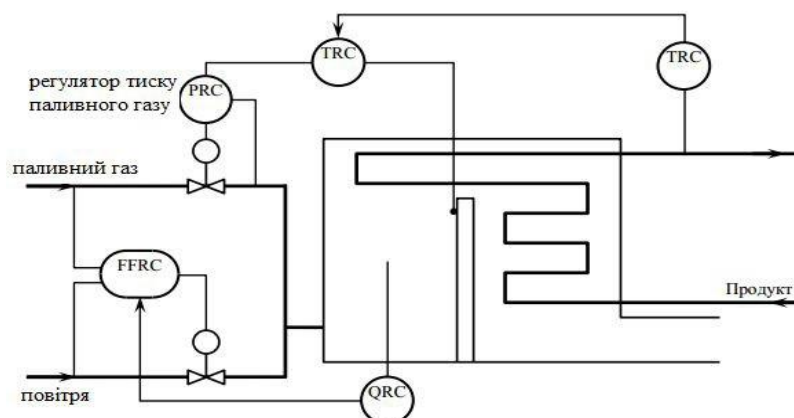


Рис. 1.4. Каскадна система регулювання температури продукту на виході, що інтегрує регулятор співвідношення «паливний газ – повітря» з додатковою корекцією за вмістом кисню у топкових газах

При регулюванні співвідношення «паливний газ – повітря» необхідно забезпечити належний рівень безпеки, оскільки недостатнє надходження повітря в

топку може призвести до утворення вибухонебезпечної суміші. У зв'язку з цим слід передбачити обмеження витрати палива, яке не повинно перевищувати максимально допустимого значення, а також поточного обсягу подачі повітря. При зниженні витрати повітря нижче заданого рівня необхідно автоматично зменшувати подачу палива до топки. Оптимальне рішення цієї задачі визначається на основі залежності температури в топці від співвідношення «паливний газ – повітря», яка має екстремальний характер.

На рисунку 1.5 показано, що екстремальний регулятор визначає максимальні значення температури димових газів над перевальною стінкою, впливаючи на регулятор співвідношення «паливний газ – повітря», який керує подачею первинного повітря [11].

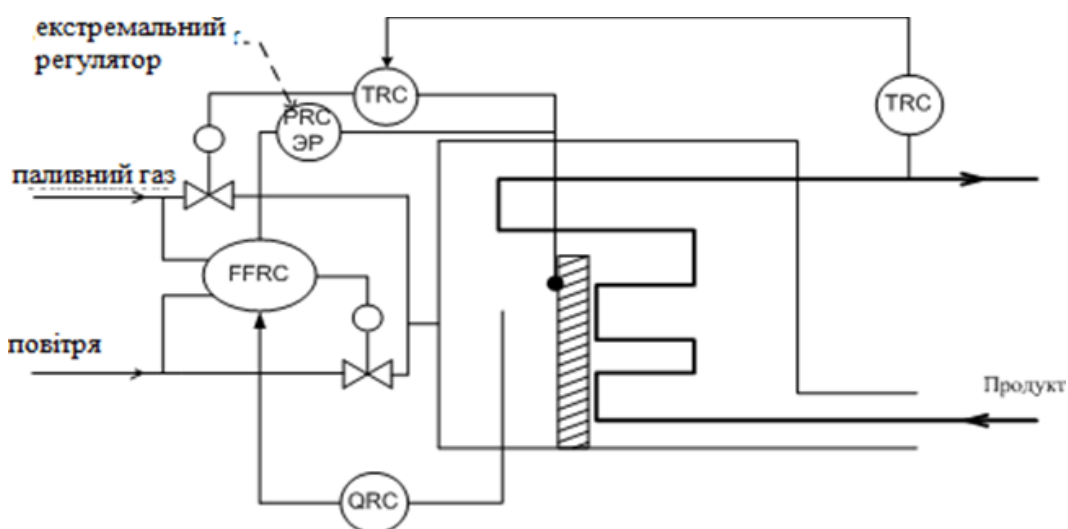


Рис. 1.5. Схема регулювання температури продукту в трубчастій печі із застосуванням екстремального регулятора, який забезпечує корекцію співвідношення «паливний газ – повітря»

Автоматизовані системи керування трубчастими печами, незалежно від їх типу та призначення, повинні одночасно забезпечувати підтримку оптимальної температури або ступеня перетворення сировини на виході та ефективно регулювання процесу горіння. Такий комплексний підхід до управління дозволяє підтримувати необхідні технологічні та теплові режими роботи печей.

#### **1.4. Постановка завдання на магістерську роботу**

На даній установці застосовуються дві основні схеми регулювання температури сировини на виході трубчастої печі: одноконтурна та каскадна. В одноконтурній системі регулювання здійснюється безпосередньо шляхом контролю витрати палива при підтримці подачі повітря у заданому співвідношенні. Каскадна схема передбачає регулювання палива та повітря з урахуванням корекції за температурою димових газів над перевальною стінкою, що дозволяє забезпечити стабільну температуру сировини на виході печі.

У відповідності з поставленими вимогами щодо керування трубчастими печами, завданнями у магістерській роботі є:

- ідентифікація об'єкта керування за математичними і аналітичними моделями статички та динаміки;
- дослідження роботи діючих систем керування та процесів, що відбуваються в апараті;
- синтез існуючих систем керування, їх порівняння;
- розробка і аналіз АСК для цього технологічного апарату, яка б переважала над існуючою системою керування по показниках якості, надійності та економічності.

#### **Висновок до розділу 1**

В даному розділі проаналізовано технологічний процес піролізу нафтової сировини, подана характеристика сировини і готової продукції, описано хімізм процесу та опис принципу роботи установки піролізу, описано параметри контролю і управління технологічним процесом.

В якості об'єкта для дослідження і розробки АСР вибрано трубчасту піч, як один із найважливіших технологічних апаратів установки піролізу. Проведено аналіз існуючих систем керування трубчастими печами, та їхнє порівняння. Сформульовано мету і завдання для магістерської роботи.

## РОЗДІЛ 2

### ІДЕНТИФІКАЦІЯ, МОДЕЛЮВАННЯ ТА ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

#### 2.1. Аналітична модель та структурна схема об'єкта керування

Важливим етапом в розробці кожної системи автоматизації є аналіз статичних і динамічних характеристик для каналів збурення і регулювання, тобто виявлення всіх істотних вхідних та вихідних змінних. Початковими даними при цьому служать математичні моделі процесу та статичні моделі у вигляді рівнянь теплового або матеріального балансів [1].

У трубчастих печах, які найчастіше використовуються при переробці нафти та газу, для нагрівання технологічного потоку до високих температур тепло одержують за рахунок спалювання палива.

Рівняння теплового балансу, що описує цей процес виглядає так [4]:

$$G_n c_{pn} (T_{n\text{вих}} - T_{n\text{вх}}) = G_d c_{pd} (T_g - T_d) \quad (2.1)$$

І для процесу горіння [4]:

$$G_{плл} q_{плл} = (G_{плл} c_{pплл} + G_{пов} c_{pпов}) T_g - G_{плл} c_{pплл} T_{плл} - G_{пов} c_{pпов} T_{пов} \quad (2.2)$$

де  $q_{плл}$  – питома теплота згоряння палива;

$G_n, G_d, G_{плл}, G_{пов}$  – витрати продукту, димових газів, палива, повітря;

$T_{n\text{вх}}, T_{n\text{вих}}$  – температури продукту на вході і на виході відповідно;

$T_g, T_{пов}, T_d$  – температура горіння, повітря та димових газів;

$c_{pn}, c_{pd}, c_{pплл}, c_{pпов}$  – питомі теплоємності продукту, димових газів, палива, і повітря відповідно.

З (2.1) і (2.2) визначимо вихідну температуру технологічного потоку [4]:

$$T_{n\text{вих}} = T_{n\text{вх}} - \frac{G_d c_{pd}}{G_n c_{pn}} T_d + \frac{G_{плл} (\gamma - 1) c_{pd}}{G_n c_{pn} (c_{pd} + \gamma c_{pпов})} (q_{плл} + c_{pплл} T_{плл} + \gamma c_{pпов} T_{пов}) \quad (2.3)$$

(тут  $\gamma$  - коефіцієнт співвідношення повітря та палива).

### 2.1.1. Знаходження даних аналітичної моделі трубчастої печі

Використаємо вираз (2.3) для складання статичної характеристики трубчастої печі. Користуючись матеріальним балансом та техніко-економічними показниками установки піролізу, можна дізнатись деякі складові виразу (2.3).

Температура потоку сировини на вході в піч становить  $T_{ПВХ} = 400^{\circ}C$ .

Температура димових газів визначається виразом:

$$T_{Д} = T_{ПВХ} + \Delta t - T_{ПВХ} \quad (100...180)^{\circ}C \quad (2.4)$$

$\Delta t$  - різниця температур між теплоносіями та сировиною на вході в змішувач конвекційної камери, приймаємо  $130^{\circ}C$ .

$$T_{Д} = 400 + 130 = 530^{\circ}C$$

Повітря і паливо, що подається в піч, нагрівається в димовій трубці димовими газами до температур  $250-450^{\circ}C$ .

В якості палива використовується газ з газопереробного заводу. Питома теплоємність такого газу становить  $c_{пл} = 2483 \text{ Дж} / (\text{кг} \cdot ^{\circ}C)$ .

Компонентний склад газу представлений в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1

**Компонентний склад паливного газу**

Компонент	Концентрація (%)	Мольна (об'ємна) частка г,	Молекулярна маса, Мі
Азот N <sub>2</sub>	1,8235	0,0028	28,016
Вуглекислий газ CO <sub>2</sub>	0,0146	0,0083	44,01
Метан CH <sub>4</sub>	97,191	0,8314	16,04
Етан C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,5965	0,0484	30,07
Пропан C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2459	0,0581	44,1
Бутан C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0959	0,0293	58,12
Пентан C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0084	0,0149	72,15
Кисень O <sub>2</sub>	0,0242	0,0068	32
Всього:	100	1	

Молекулярна маса палива [12]:

$$\mu_m = \frac{\sum r_i \cdot \mu_i}{100} = \frac{16.04 \cdot 97.19 + 30.07 \cdot 0.5965 + 44.1 \cdot 0.2459 + 58.12 \cdot 0.0959 + 72.15 \cdot 0.0084 + 28.02 \cdot 1.8235 + 32 \cdot 0.0242 + 44.01 \cdot 0.0146}{100} = 16.461 \quad (2.5)$$

Елементарний ваговий склад палива у відсотках [12]:

$$C^p = \frac{12.01}{\mu_m} \cdot (r_{C_1} + 2r_{C_2} + 3r_{C_3} + 4r_{C_4} + r_{CO_2}) \quad (2.6)$$

$$H^p = \frac{1.008}{\mu_m} \cdot (4r_{C_1} + 6r_{C_2} + 8r_{C_3} + 2r_{H_2S}) \quad (2.7)$$

$$S^p = \frac{32.06}{\mu_m} \cdot r_{H_2S} \quad (2.8)$$

$$N^p = \frac{28.016}{\mu_m} \cdot r_{N_2} \quad (2.9)$$

$$O^p = \frac{32}{\mu_m} \cdot 2r_{CO_2} \quad (2.10)$$

де  $C^p, H^p, S^p, N^p, O^p$  - вагові концентрації у паливі відповідно вуглеводню, водню, сірки, азоту, кисню.

$$C^p = \frac{12.01}{16.461} \cdot (97.19 + 2 \cdot 0.5965 + 3 \cdot 0.2459 + 4 \cdot 0.0959 + 0.0146) = 72.59$$

$$H^p = \frac{1.008}{16.461} \cdot (4 \cdot 97.19 + 6 \cdot 0.5965 + 8 \cdot 0.2459 + 2 \cdot 0) = 24.14$$

$$S^p = \frac{32.06}{16.461} \cdot 0 = 0$$

$$N^p = \frac{28.016}{16.461} \cdot 1.8235 = 6.205$$

$$O^p = \frac{32}{16.461} \cdot 2 \cdot 0.0242 = 0.0941$$

Параметр складу газу [12]:

$$E = \frac{12.01 \cdot H^p + 0.126 \cdot O^p}{4.032 \cdot C^p + 0.3755 \cdot S^p} \quad (2.11)$$

$$E = \frac{12.01 \cdot 24.14 + 0.126 \cdot 0.0941}{4.032 \cdot 72.59 + 0.3755 \cdot 0} = 0.9906$$

Стехіометричний коефіцієнт, який вказує на теоретичну кількість повітря, необхідного для спалювання 1 кг газу [12]:

$$L_0 = 0.01151 \cdot (1 + E) \cdot C^p \quad (2.12)$$

$$L_0 = 0.01151 \cdot (1 + 0.9906) \cdot 72.59 = 16.63$$

Коефіцієнт надлишку повітря  $\alpha$  дорівнює відношенню фактичної витрати повітря  $L$  до теоретичної витрати  $L_0$  [11]

$$\alpha = \frac{L}{L_0} \quad (2.13)$$

Якщо відомий вміст кисню в димових газах по газоаналізатору, то коефіцієнт можна визначити приблизно з формули:

$$\alpha \sim \frac{21}{21 - O_2} \quad (2.14)$$

$$\text{Звідки } O_2 = 21 - \frac{21}{\alpha}$$

Визначимо фактичну кількість повітря, необхідну для повного згорання 1 кг газоподібного палива.

Для трубчастих печей з радіантними стінками значення коефіцієнта надлишку повітря приймається рівним  $\alpha = 0,9 \dots 1,5$ . Приймаємо  $\alpha = 1,06$ . Тоді дійсна кількість повітря:

$$L = \alpha \cdot L_0 = 1,06 \cdot 16,63 = 17,48 \text{ (кг/кг)}$$

Питома теплоємність повітря становить  $C_{p_{\text{пов}}} = 1005 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{°C)}$ . Витрата повітря для 1 кг. палива дорівнює [11]:

$$G_{\text{пов}} = G_{\text{пл}} \cdot L = G_{\text{пл}} \cdot 17,48 \text{ (кг)} \quad (2.15)$$

Згідно з матеріальним балансом, витрата сировини для однієї трубчастої печі при нормальних умовах експлуатації, складає  $G_{\text{п}} = 15000 \dots 20000 \text{ (кг/год.)}$

Питома теплоємність сировини становить  $C_{p_{\text{п}}} = 2090 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{°C)}$ .

Маса продуктів горіння, що утворюється в процесі спалювання 1 кг палива.:

$$C_{\text{д}} = (1 + L) \cdot G_{\text{пл}}, \quad (2.16)$$

Тоді витрата димових газів для 1 кг палива становить:  
 $C_{\text{д}} = 1 + 1,06 \cdot 16,49 = 18,48 \text{ (кг)}$

Питома теплоємність димових газів становить  $Cp_d = 830$  Дж/(кг·°С).

Нижча теплотворна здатність палива визначається за рівнянням Менделєєва

$$Q_p^H = (81 \cdot C^p + 246 \cdot H^p + 26(S^p - O^p) - 6W) \cdot 4.1868 \quad (2.17)$$

де  $W$  – вагова концентрація вологи в паливі.

$$Q_p^H = (81 \cdot 72.59 + 246 \cdot 24.12 + 26(0 - 0.0941) - 6 \cdot 0) \cdot 4.1868 = 49474 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Підставивши вище наведені дані у вираз (2.3), можна отримати рівняння статичної характеристики для трубчастої печі.

Для повної картини процесу потрібно також врахувати зміну температури над перевальною стінкою та зміну кількості кисню в димових газах. Ці параметри можна виразити через функції, які апроксимують експериментальні нелінійні статичні характеристики трубчастих печей. Такі функції наведені у праці Хасмамедова [11].

Залежність зміни температури над перевальною стінкою:

$$t_p = 2843 + 6743 \cdot \alpha_p + 2996 \cdot \alpha_p^2$$

$$\text{при } 0.9 \leq \alpha_p \leq 1.5 \quad (2.18)$$

$\alpha_p$  – коефіцієнт надлишку повітря над перевальною стінкою.

Залежність зміни вмісту кисню в продуктах горіння:

$$O_2 = 10.3 \cdot \alpha_p - 8.57$$

$$\text{при } 0.9 \leq \alpha_p \leq 1.7 \quad (2.19)$$

Наведені вирази також можна використати як статичні характеристики під час моделювання

### 2.1.2. Структурна схема об'єкта керування

При управлінні температурним режимом трубчастої печі в якості критерію прийматимемо вихідну температуру сировини, температуру над перевальною стінкою та вміст кисню в продуктах горіння. В якості дій, що управляють, - зміна витрати паливного газу та витрати повітря. Їх температури при поданні в піч ЕП-

300, подача сировини і її температура, нижча теплотворна здатність палива, що залежить від його складу і впливає на процес горіння, можна вважати, як збурюючі чинники.

З урахуванням цього та на основі аналізу трубчастої печі, як керованого об'єкта можна створити структурну схему, зображену на рисунку 2.1.

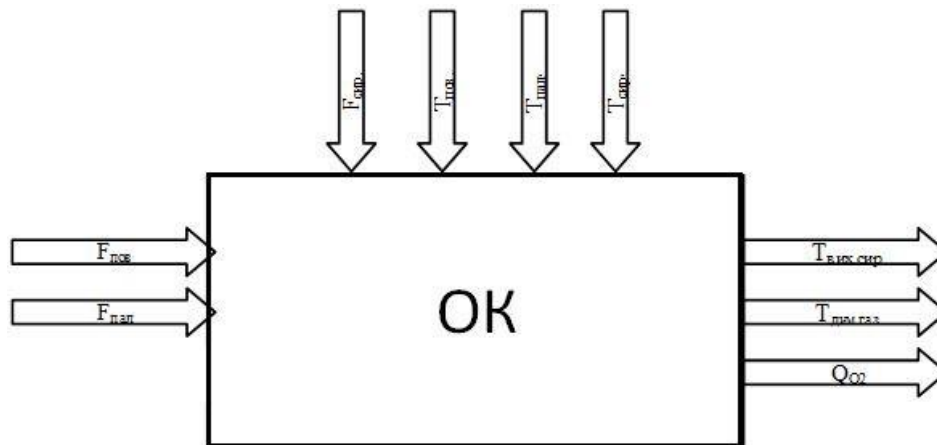


Рис. 2.1. Структурна схема керування

Основними входними параметрами для системи керування трубчастою печею є:

- витрата газу, як палива  $F_{\text{пал}}$
- витрата повітря  $F_{\text{пов}}$ . Основними збурюючими факторами є:
- витрата вхідної сировини  $F_{\text{сир}}$
- температура повітря, що подається в піч  $T_{\text{пов}}$ .
- температура палива  $T_{\text{пал}}$ .
- температура вхідної сировини  $T_{\text{сир}}$ . Основними вихідними параметрами для

системи є:

- температура вихідної сировини  $T_{\text{вих.сир}}$ .
- температура над перевальною стінкою  $T_{\text{дим.газ}}$ .
- концентрація кисню в печі  $Q_{O_2}$ .

Структурна схема трубчастої печі та вирази (2.3), (2.18), (2.19), як статичні характеристики технологічного дозволяють створити імітаційну модель трубчастої печі. При розробці такої моделі важливо також, щоб вона реагувала на зміни всіх збурюючих параметрів, та враховувала зміну складу паливного газу. Це дасть змогу

відтворити процеси в трубчастій печі більш детально. Дана модель дозволить проводити подальші дослідження та імітації процесів в технологічному апараті, який розглядається у цій магістерській роботі. Для цього використовуємо програмний продукт Matlab і середовище Simulink.

## **2.2 Дослідження роботи об'єкта керування**

При проектуванні та створенні автоматичних систем керування для технологічних об'єктів, необхідним є розуміння принципів роботи цього об'єкта. Важливо знати, як проходить процес, яким чином зміна одних параметрів залежить від зміни інших. Ці знання потрібні для вибору методів та принципів керування, для вибору типів систем керування, та законів за якими це керування буде здійснюватися.

За допомогою створеної в Simulink імітаційної моделі трубчастої печі, є можливість провести потрібні нам дослідження, які показують залежності основних параметрів керування від вхідних впливів та збурень, що діють на об'єкті.

Основними параметрами, що найбільше впливають на протікання процесу в трубчастій печі є витрата палива та повітря. Цей параметр впливає на зміну температури горіння над перевальною стінкою та відповідно і на зміну температури сировини на виході. Залежність температур від витрати палива, наведена на рисунку 2.2. Витрата палива змінюється в деяких межах, при цьому витрата повітря для кожного значення витрати палива підтримується в заданому коефіцієнті співвідношення.

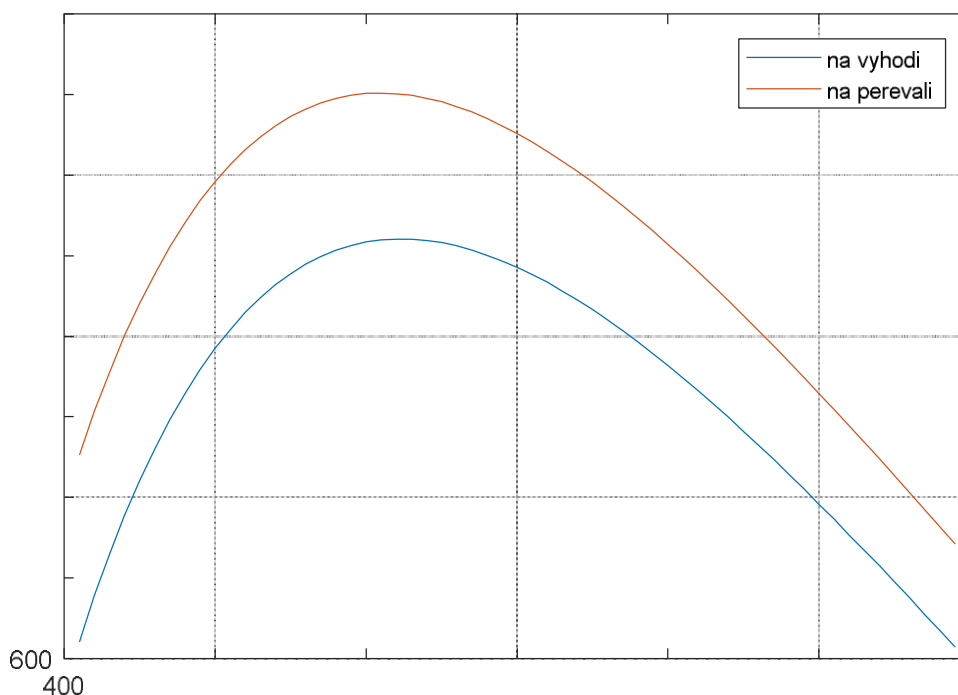


Рис. 2.2. Залежність зміни температур від витрати палива

Важливим параметром, що впливає на температуру вихідної сировини є кількість цієї сировини, що надходить в піч для нагрівання. Залежність між цими параметрами наведена на рисунку 2.3.

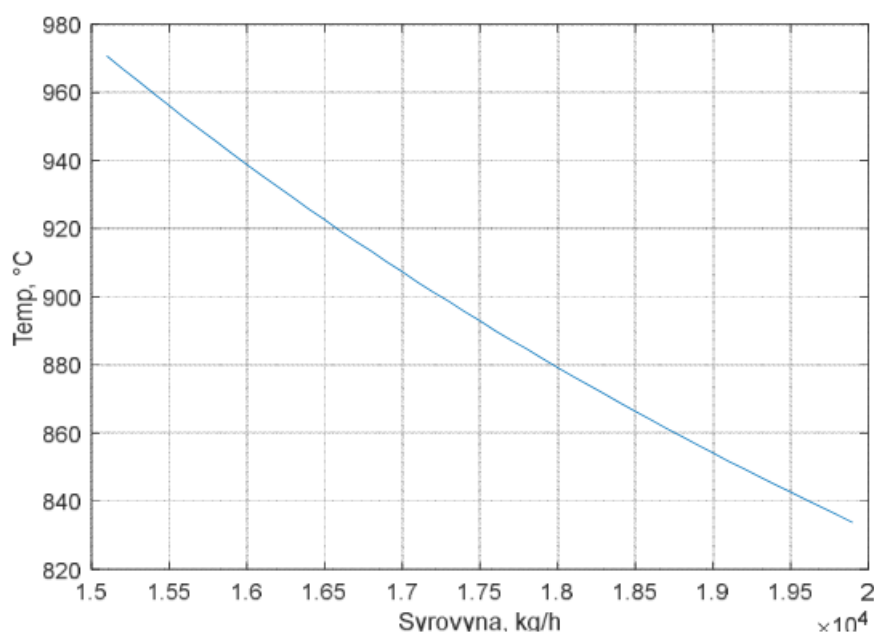


Рис. 2.3. Залежність зміни температури на виході від витрати сировини

Ще одним параметром, який впливає на температуру сировини на виході з печі є температура палива та повітря, які використовуються для процесу горіння.

Ці температури однакові, тому що як паливо, так і повітря підігріваються димовими газами в теплообміннику. Проте вони теж можуть змінюватися.

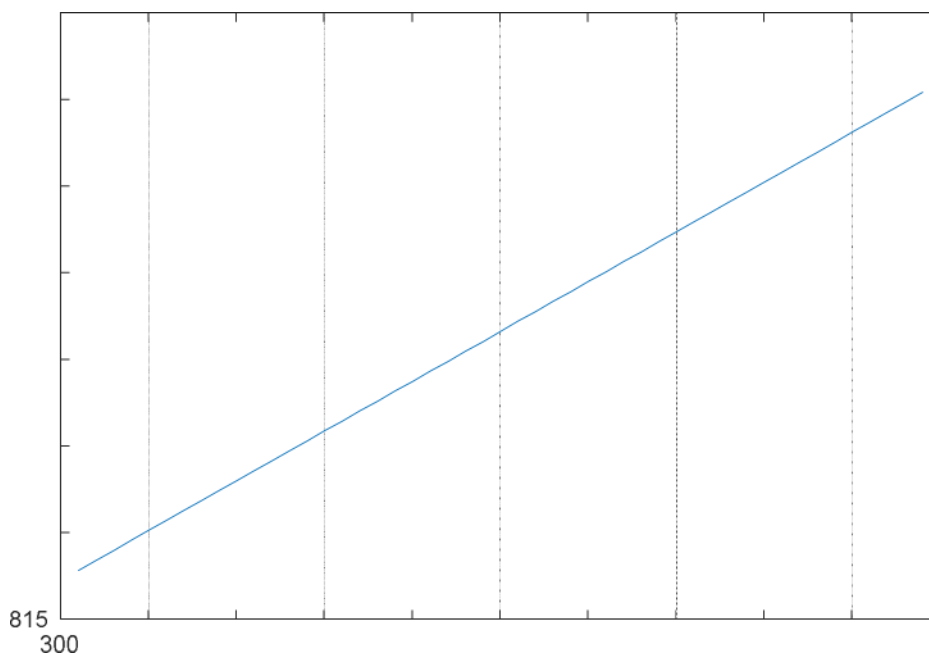


Рис. 2.4. Залежність зміни температури на виході від температури палива і повітря

Важливим параметром для процесу горіння і нагріву сировини також є склад паливного газу, що використовується для палива. Від складу паливного газу залежить його теплотворна здатність та стехіометричний коефіцієнт, який впливає на витрату повітря. На рис. 2.5 показано як відрізняється температура сировини при різних складах палива.

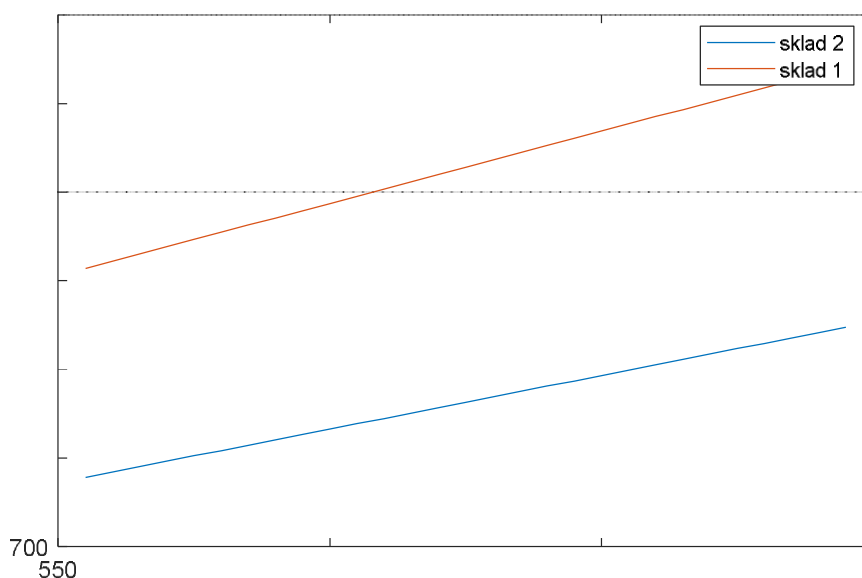


Рис. 2.5. Залежність зміни температури сировини на виході від складу паливного газу

Для порівняння використано два варіанти складу паливного газу.

Таблиця 2.2

**Варіанти складу паливного газу.**

Компонент	Концентрація в 1 складі (%)	Концентрація в 2 складі (%)
Азот N <sub>2</sub>	1,8235	0,46
Вуглекислий газ CO <sub>2</sub>	0,0146	1,78
Метан CH <sub>4</sub>	97,191	64,97
Етан C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,5965	7,06
Пропан C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2459	12,42
Бутан C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0959	8,83
Пентан C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0084	4,48
Кисень O <sub>2</sub>	0,0242	0
Всього:	100	100

### 2.3 Математичний опис об'єкта керування

Для проектування автоматизованої системи керування (АСК) необхідно мати математичну модель об'єкта управління, що представляє собою набір рівнянь, які відтворюють динаміку процесів, що протікають у системі. Аналітичне виведення таких рівнянь для промислових об'єктів досить складне, тому модель динаміки об'єкту можна отримати методом активного експерименту, який полягає в знятті перехідних характеристик і визначенні по них видів і коефіцієнтів передатної функції. Перехідна характеристика є рішенням диференціального рівняння системи при ступінчастій вхідній дії і нульових початкових умовах. Вона, як диференціальне рівняння, характеризує динамічні властивості лінійної системи :

- стаціонарність властивостей об'єкту;
- лінійність об'єкту регулювання;
- зосередженість параметрів об'єкту.

Експериментальні дані для створення математичної моделі об'єкта

управління для магістерської роботи були отримані методом пасивного експерименту, суть якого в тому, що інформація по об'єкту була накопичена в умовах звичайного його функціонування.

Дані були отримані наступним чином: на вхід реального об'єкта з відключеним регулятором подали вплив у вигляді відкриття клапана, що подає паливо у піч. В результаті ступінчастого впливу витрата палива зростає.

Внаслідок зміни витрати палива отримано криві розгону по каналах зміни температури на виході із трубчастої печі (рис. 2.6) і у точці перевалу (рис. 2.7) .

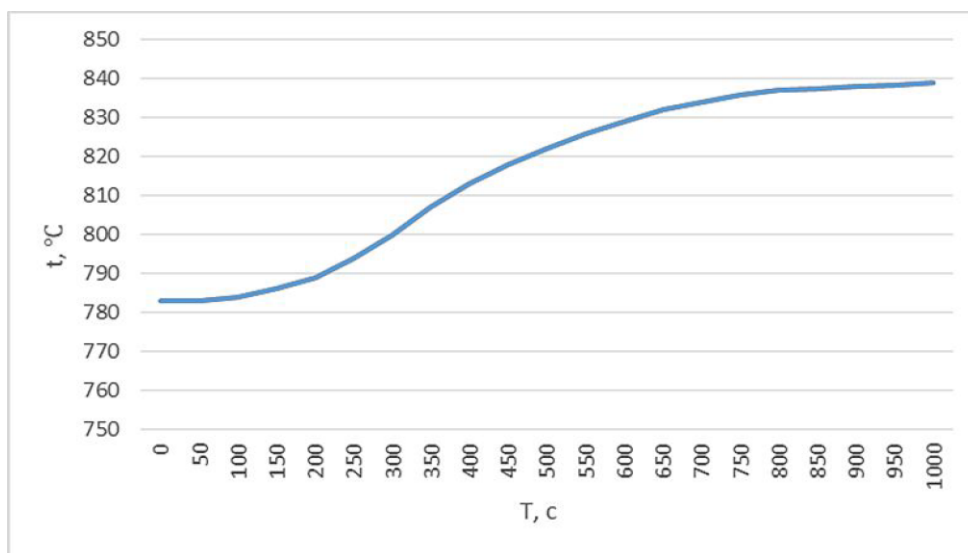


Рис. 2.6. Графік динамічної реакції по каналу «витрата палива – температура на виході» (за експериментальними спостереженнями)

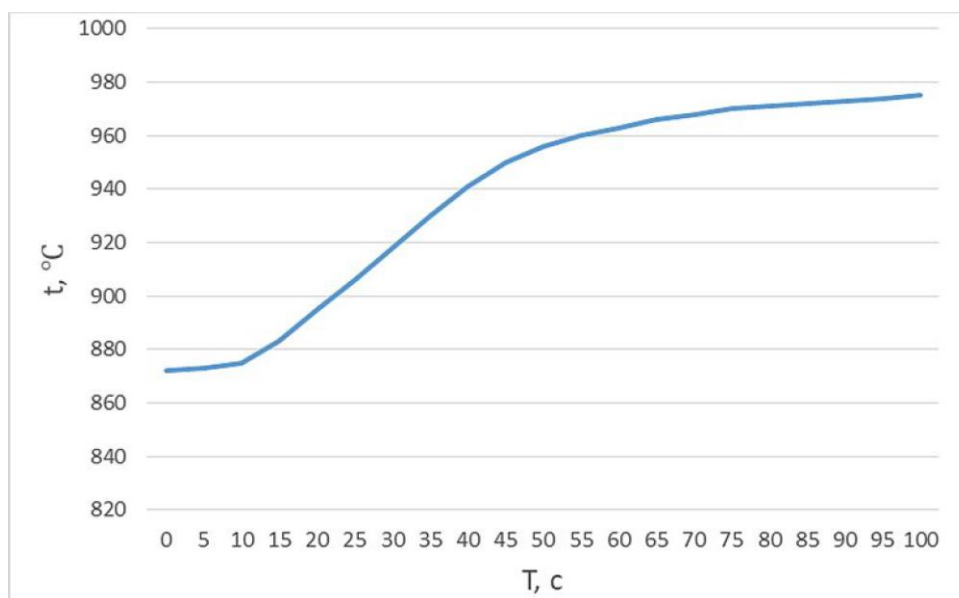


Рис. 2.7. Діаграма динамічного розгону по каналу «витрата палива – температура над перевальною стінкою» (за експериментальною інформацією)

Дані отримані під час експерименту надалі будуть розглядатися в якості кривих розгону об'єкта з метою отримання передавальних функцій по каналах і відповідних налаштувань регуляторів. Обробку експериментальних даних для визначення передавальних функцій проведено в програмному продукті MathCad і наведено у додатку Б.

Внаслідок розрахунку передавальної функції і частотних характеристик для каналу «зміна витрати палива – температура на виході», отримано передавальну функцію, яка має вигляд:

$$W(p) = \frac{e^{-50p}}{(123.741 \cdot p + 1)^3}$$

Похибка апроксимації становить 2.576%.

Також знайдено АЧХ та ФЧХ об'єкта:

$$A(\omega) = \left[ (15311.835 \cdot \omega^2 + 1)^3 \right]^{-\frac{1}{2}}$$

$$\varphi(\omega) = -50 \cdot \omega - 3 \cdot \text{atan}(123.741 \cdot \omega)$$

Для каналу «зміна витрати палива – температура на перевальній стінці» передавальна функція має вигляд:

$$W(p) = \frac{e^{-2p} \cdot (8.681 \cdot p + 1)}{(10.543 \cdot p + 1)^4}$$

Похибка апроксимації становить 2.879%.

АЧХ та ФЧХ наступні:

$$A(\omega) = \frac{\sqrt{75.359 \cdot \omega^2 + 1}}{(111.154 \cdot \omega^2 + 1)^4}$$

$$\varphi(\omega) = \text{atan}(8.681 \cdot \omega) - 4 \cdot \text{atan}(10.543 \cdot \omega)$$

Передавальні функції, АЧХ та ФЧХ будуть використані при подальших розрахунках параметрів налаштування регуляторів.

## Висновок до розділу 2

В цьому розділі проведено ідентифікацію об'єкта керування. На основі експериментальних даних проведено математичний опис об'єкта керування. По

цих даних отримані криві розгону по двох каналах: «витрата палива – температура сировини на виході з печі» і «витрата палива - температура на перевальній стінці».

У розділі також визначено математичні моделі керуючого об'єкта у вигляді передавальних функцій по двох каналах. Обраховано похибки апроксимації, які свідчать про досить точне наближення експериментальних і обрахованих даних. Із передавальних функцій отримано амплітудно-фазні та фазо-частотні характеристики.

## РОЗДІЛ 3

### СИНТЕЗ І АНАЛІЗ СТРУКТУР ІСНУЮЧИХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ТРУБЧАСТИМИ ПЕЧАМИ

#### 3.1 Розрахунок одноконтурної системи регулювання

В якості каналу для одноконтурної системи регулювання вибрано канал «зміна витрати палива – температура на виході». Для розрахунку АСР використовується математична модель, отримана у розділі «Ідентифікація об'єкта керування». Структурна схема одноконтурної АСР наведена на рис. 3.1

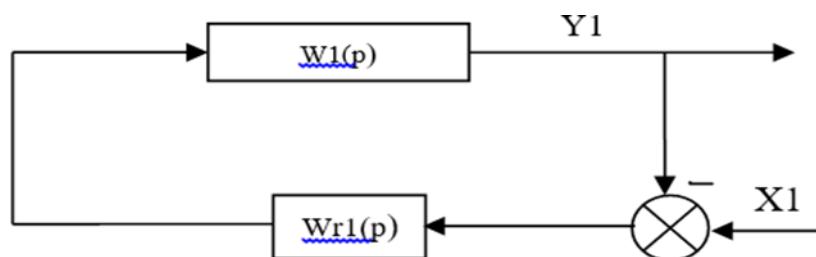


Рис. 3.1. Структурна схема одноконтурної АСР:  $X1$  – зміна витрати газу на вході;  $Y1$  – вихідна температура продукту;  $W1(p)$  – передавальна функція по основному каналу;  $W1(p)$ , – передавальна функція регулятора

Параметри налаштування для ПІ-регулятора, який використовується у даній схемі знайдено у програмному продукті Mathcad. Програма розрахунку наведена у додатку В.

Знайдені параметри налаштування для ПІ-регулятора з використанням методу РЧХ:

$$P=1.073 \quad I=0.003032$$

Використаємо ці параметри для моделювання одноконтурної АСР в пакеті Simulink з програмного продукту Matlab. Спрощена модель АСР наведена на рисунку 3.2

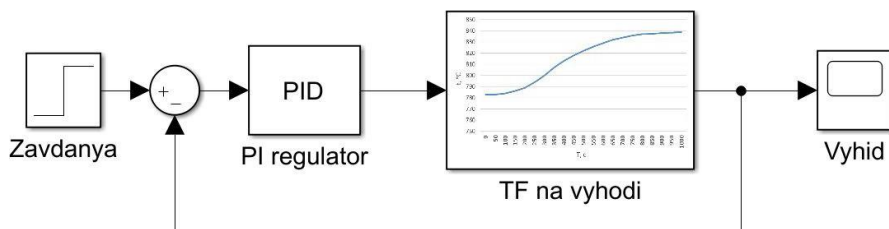


Рис. 3.2. Модель одноконтурної АСР в Simulink

АСК створена за допомогою імітаційної моделі наведена на рис.3.3

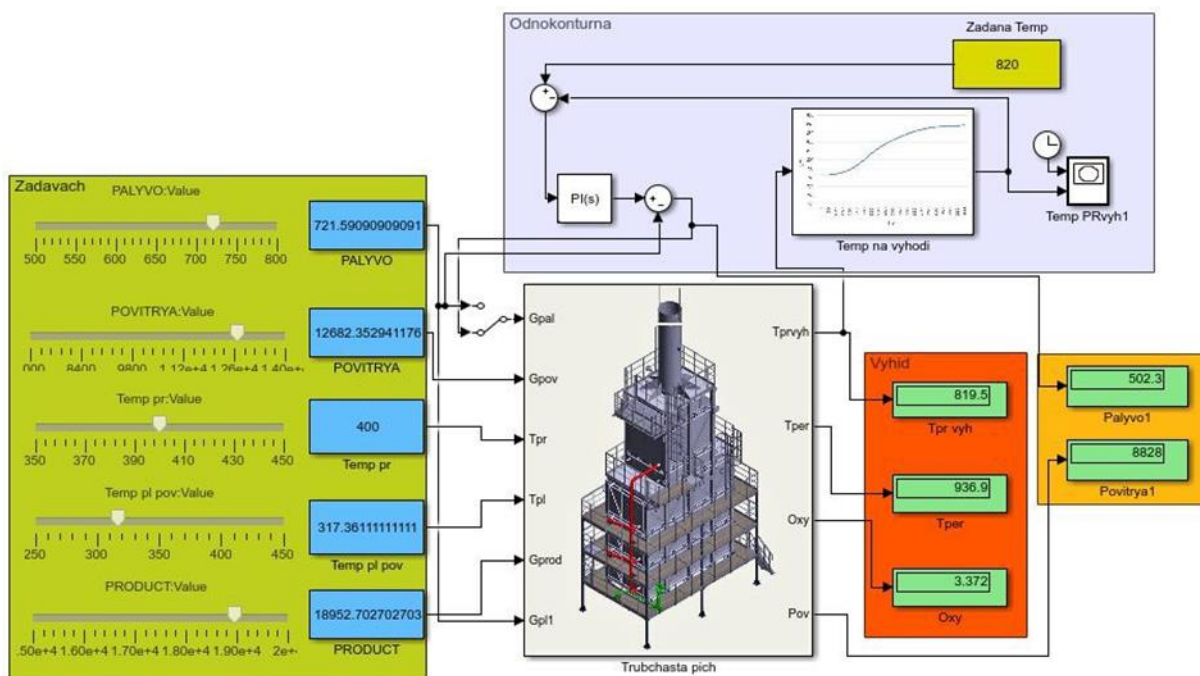


Рис. 3.3. Одноконтурна АСР в імітаційній моделі у Simulink

Як бачимо із рис. 3.3, температура сировини, яка повинна підтримуватися на виході з трубчастої печі попередньо задається. Також задається дійсна витрата палива. В схемі застосовується ПІ-регулятор, налаштування якого обчислені вище. Після запуску моделювання відбувається регулювання температури, перехідна характеристика, якого наведена на рис. 3.4. В результаті цього температура на виході досягає заданого значення і автоматично підбирається кількість палива, яка необхідна для процесу нагрівання сировини та задається на вхід печі. В заданому співвідношенні, що залежить від складу палива та попередньо обраховується, підбирається кількість повітря, необхідна для процесу горіння.

В результаті моделювання перехідного процесу одноконтурної АСР

отримано графік перехідної характеристики, який наведений на рисунку 3.4.

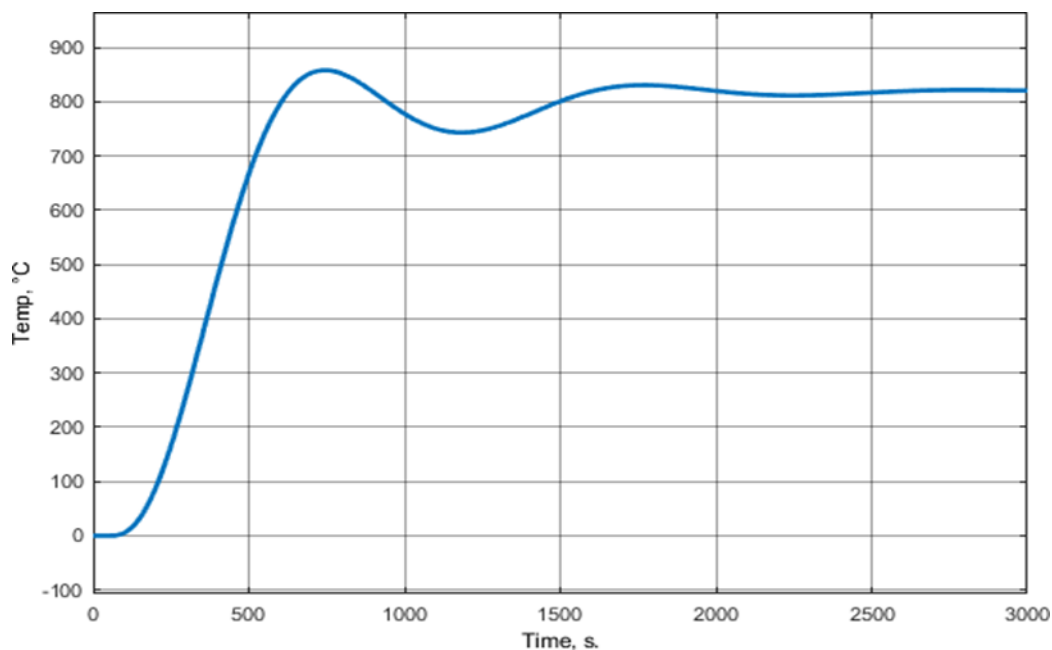


Рис. 3.4. Графік перехідної характеристики одноконтурної АСР температури на виході

Також система добре відпрацьовує збурення у вигляді зміни витрати сировини, зміни температури палива, повітря та сировини.

### 3.2. Розрахунок каскадної системи регулювання

Через наявність запізнювань у роботі автоматичних систем регулювання (АСР), які погіршують ефективність управління, та через більшу інерційність одного з каналів у порівнянні з іншим, для автоматизації даної системи доцільно застосовувати каскадну схему регулювання. Одноконтурні АСР у таких умовах, через обмежені коефіцієнти передачі регуляторів та невисоку швидкодію системи, не завжди здатні забезпечити необхідний рівень точності керування.

У порівнянні з одноконтурними схемами, каскадні АСР забезпечують такі переваги:

- суттєве покращення якості керування при впливі збурень (в 1,5–20 разів) і помірне покращення (в 1,5–2 рази) при обробці керуючих сигналів;
- підтримку основного керованого параметру на заданому рівні з високою

точністю навіть за наявності значних запізнень об'єкта управління;

- швидку компенсацію збурень, що впливають на стабілізуючий (внутрішній) контур, завдяки чому ці збурення не викликають відхилень основного параметру;
- значне підвищення якості керування при збуреннях, які впливають на елементи об'єкта управління, не охоплені внутрішнім контуром;
- зменшення фазового зсуву у внутрішній частині об'єкта, що підвищує швидкодію зовнішнього (коригуючого) контуру;
- компенсацію змін коефіцієнта передачі внутрішньої частини об'єкта шляхом корекції коефіцієнта стабілізуючого контуру;
- забезпечення необхідної подачі сировини або енергії в об'єкт керування;
- зменшення ефективної інерційності об'єкта завдяки наявності внутрішнього контуру порівняно з інерційністю основного каналу регулювання.

Каскадна система регулювання розробляється з метою підвищення точності контролю температури продукту. У представленому випадку регулювання здійснюється шляхом стабілізації температури на виході продукту з одночасною корекцією за температурою над перевальною стінкою.

Система включає два регулятори: основний (зовнішній), призначений для підтримки основного вихідного параметру об'єкта, та допоміжний (внутрішній), відповідальний за регулювання допоміжної координати. Сигнал виходу допоміжного регулятора слугує завданням для основного регулятора.

Вибір закону регулювання обумовлюється функціональним призначенням кожного регулятора. Для забезпечення підтримки основної вихідної координати на заданому рівні без статичної помилки закон регулювання основного регулятора повинен включати інтегральну складову. Допоміжний регулятор орієнтований на високу швидкодію, тому для нього допускається застосування будь-якого відповідного закону регулювання.

Структурна схема каскадної АСР представлена на рисунку 3.5.

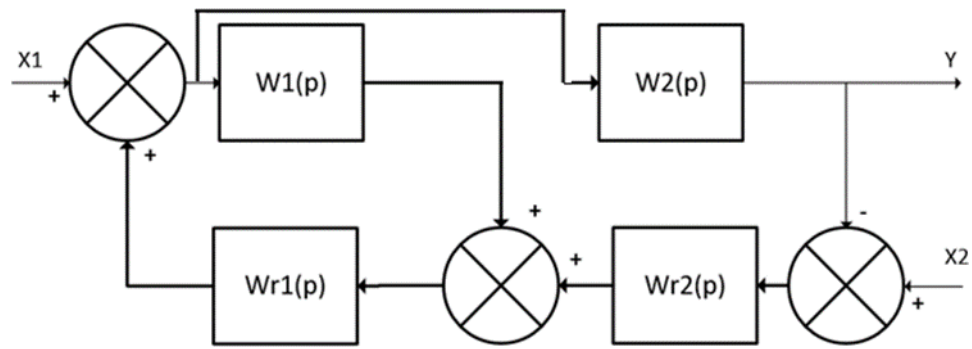


Рис. 3.5. Структурна схема каскадної АСР:  $X_1$  – збурення;  $X_2$  – задаючий вплив;  $Y$  – вихідна температура продукту;  $W_1(p)$ ,  $W_2(p)$  – передавальні функції по основному і коригуючому каналах;  $Wr_1(p)$ ,  $Wr_2(p)$  – передавальні функції основного і коригуючого регуляторів

Параметри налаштування для регуляторів знайдемо за допомогою програмного продукту Mathcad. Програма розрахунку наведена в додатку Г.

Знайдено параметри налаштування для П та ПІ-регулятора з використанням методу Ротача:

$$P=2.439 \quad PI=0.086 \quad I1=0.047$$

Використовуючи отримані параметри налаштування і передавальні функції з розділу «Ідентифікація», проведемо моделювання каскадної АСР в Simulink. Спрощена модель наведена на рис. 3.6.

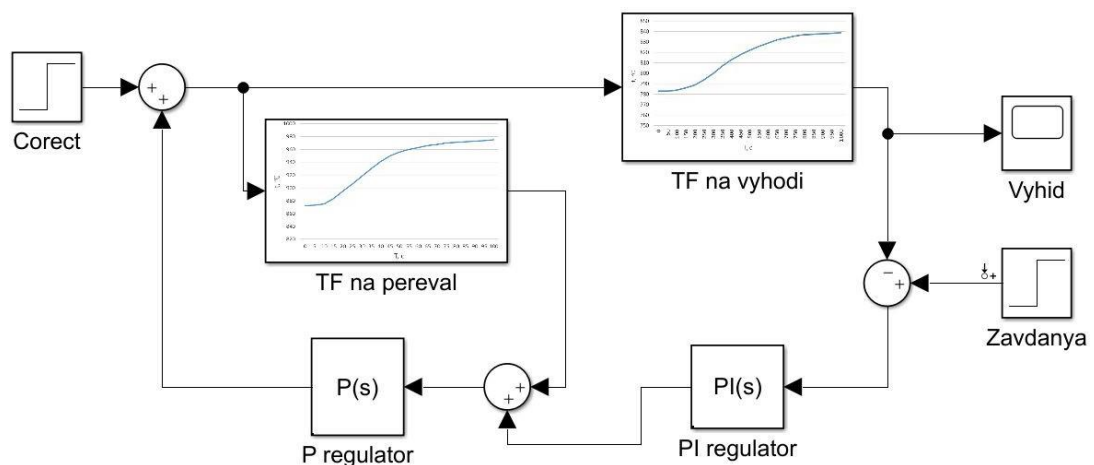


Рис. 3.6. Спрощена модель каскадної АСР в Simulink

В результаті моделювання виявлено, що знайдені за методом Ротача параметри налаштування не є оптимальними для регуляторів, які працюють в

системі. Тому більш оптимальні параметри визначаються за допомогою методу параметричної оптимізації. Метод ґрунтується на використанні вбудованого у Matlab пакету Response optimization, що автоматично підбирає параметри налаштувань регуляторів на основі визначених користувачем обмежень і їх часових характеристик. В якості вхідних даних для оптимізації використаємо параметри, знайдені для системи за методом Ротача.

У результаті проведення оптимізації з допомогою Response optimization, отримані такі параметри налаштування для II та III регуляторів каскадної системи:

$$II = 0.0048 \quad II_1 = 120.8 \quad II_2 = 0.3985$$

Використавши нові налаштування для регуляторів проведено моделювання, в результаті отримано графік перехідної характеристики, який наведений на рисунку 3.7.

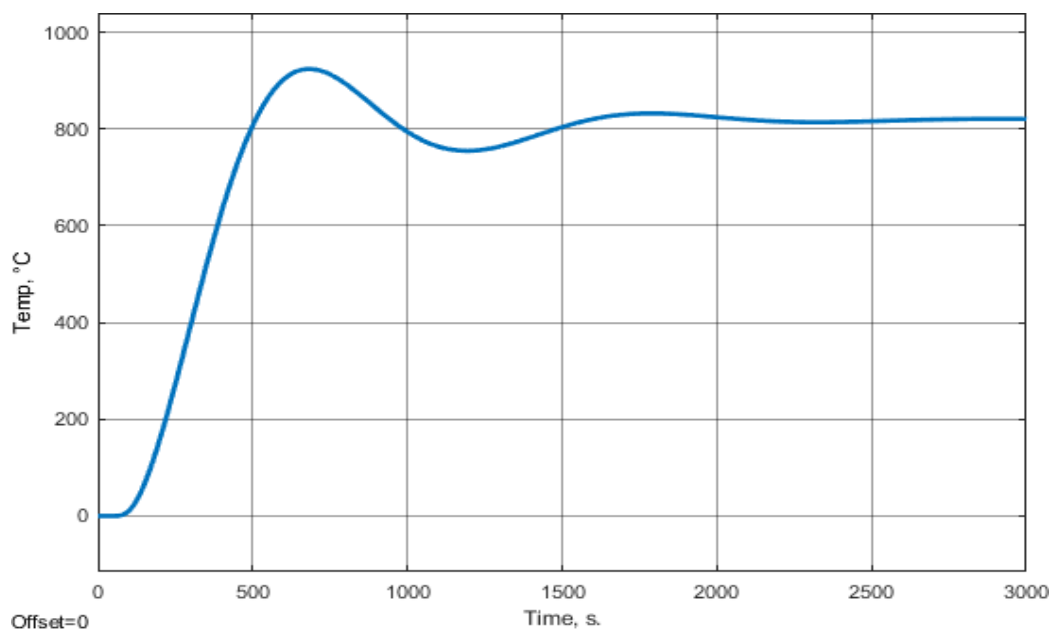


Рис. 3.7. Графік перехідної характеристики каскадної АСР температури на виході



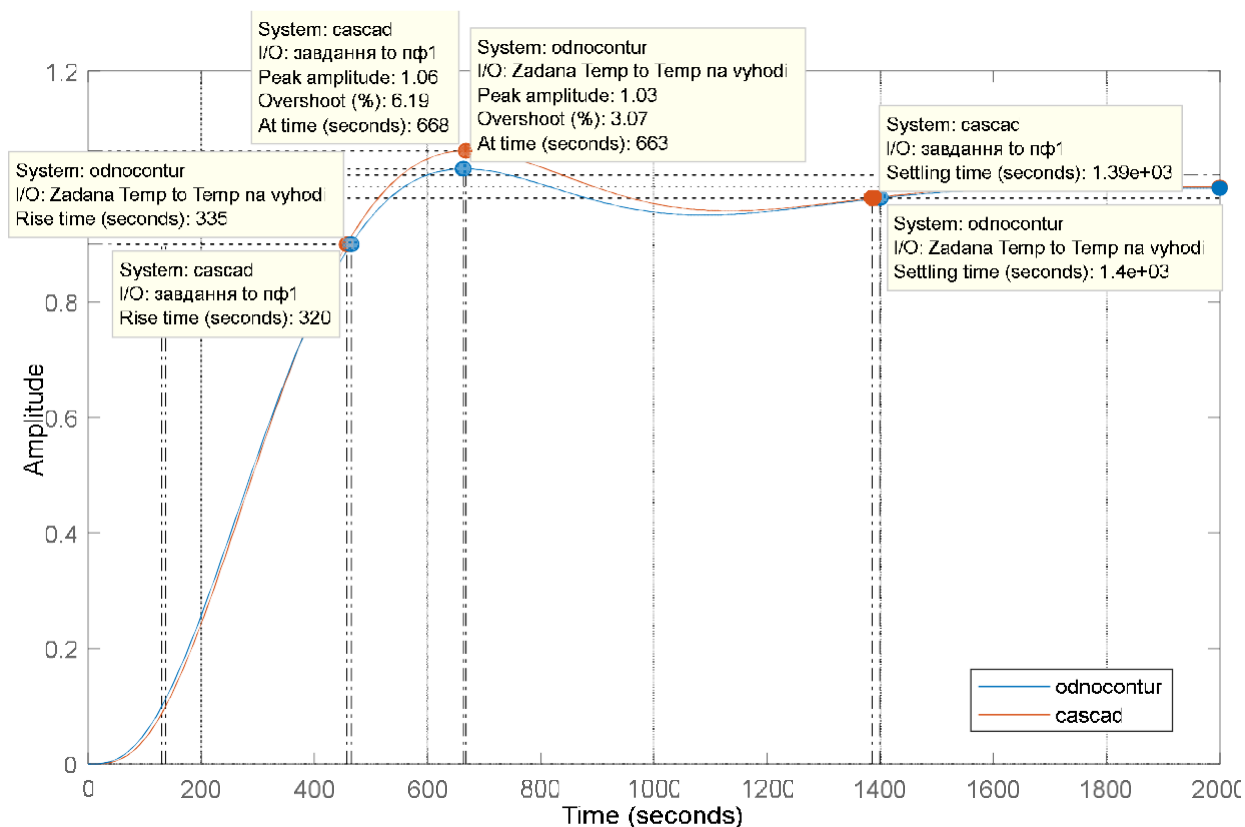


Рис. 3.9. Реакції систем на вхідний одиничний стрибкоподібний сигнал

Ці графіки дозволяють оперативно оцінити ключові показники ефективності автоматичної системи регулювання, до яких належать:

- Максимальне динамічне відхилення – найбільша амплітуда відхилення вихідного параметра від заданого значення.
- Час регулювання – проміжок часу, необхідний для того, щоб вихідний сигнал системи наблизився до свого сталого значення.
- Перерегулювання – максимальна амплітуда відхилення вихідного сигналу від сталого значення.
- Ступінь загасання перехідного процесу – співвідношення амплітуд двох послідовних коливань одного знаку.
- Час наростання – час, необхідний для досягнення 95% кінцевого сталого значення вихідного параметра.

Дані для порівняння представимо у вигляді таблиці 3.1.

Таблиця 3.1

**Порівняння одноконтурної і каскадної АСР**

№ з/п	Критерій для порівняння	Одноконтурна АСР	Каскадна АСР
1.	Максимальне динамічне відхилення	1.03	1.06
2.	Перерегулювання	3,07%	6.19%
3.	Час регулювання	1400 с	1390 с
4.	Час наростання	335 с	320 с
5.	Ступінь затухань перехідного процесу	$1.03/1.00=1.03$	$1.06/1.0=1.06$

Проаналізувавши роботу каскадної і одноконтурної АСР, можна зробити висновок про те, що каскадна система має дещо більшу швидкодію. Тому її доцільніше використати для побудови автоматичної системи регулювання температури сировини на виході із трубчастої печі.

**Висновок до розділу 3**

У цьому розділі проведено синтез одноконтурної та каскадної АСР температури на виході з печі. Розраховано параметри налаштування регуляторів для систем. В результаті порівняльного аналізу визначено, що каскадна система, має більшу швидкодію та краще відпрацьовує внутрішні збурення.

## РОЗДІЛ 4

### СИНТЕЗ І АНАЛІЗ АВТОМАТИЧНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ІЗ ЕКСТРЕМАЛЬНИМ РЕГУЛЮВАННЯМ

#### 4.1. ККД трубчастої печі як параметр регулювання

Як показують дослідження, оптимізація складних теплових об'єктів, таких як трубчаста піч, за показниками, що характеризують тільки тепловий або технологічний режими, не дає суттєвих результатів. Для отримання високого економічного ефекту при оптимізації складних теплових об'єктів обраний критерій повинен характеризувати як тепловий, так і технологічний режими.

В якості критерію оптимізації вогневих складних теплових об'єктів (наприклад, котлоагрегатів, трубчастих печей, що застосовуються в галузях промисловості) можна прийняти коефіцієнт корисної дії, який, є узагальненим параметром і характеризує обидва зазначених режими об'єкта управління [11].

Часто задача ефективного згоряння палива в таких технологічних апаратах, як трубчаста піч вирішується регулюванням відношення витрат палива і повітря. Проте постійне співвідношення цих витрат не гарантує забезпечення оптимального коефіцієнту надлишку повітря навіть при постійних витратах палива. Важливим критерієм для оцінки якості процесу горіння є склад вихідних газів, тому що від нього здебільшого і залежить величина показника ККД. Цей параметр здебільшого характеризує хід процесу горіння і економічні показники роботи трубчастих печей.

Контроль процесу горіння можна здійснювати по вмісту або одного з компонентів в продуктах згоряння (вуглекислого газу) або хімічного недопалу (вуглекислого газу, водню, метану), або ж по вмісту вільного  $O_2$ . Проте в дійсності ці залежності є виявляються неоднозначними. Тому стосовно конкретних умов необхідно оцінювати ймовірні помилки і вибрати компонент, який найповніше характеризує оптимальний процес горіння при будь яких експлуатаційних умовах [11].

Економічність процесу горіння забезпечується правильним вибором і

підтримкою коефіцієнту надлишку повітря. Найбільш економічним є процес горіння, при якому значення коефіцієнту надлишку повітря в топці є мінімальним, але достатнім для того, щоб була відсутня втрата тепла від хімічного недопалу

Вміст кисню теж неоднозначно пов'язаний з коефіцієнтом надлишку повітря, проте оптимальний вміст  $O_2$  в топкових газах в меншій мірі залежить від виду і складу палива. Тут похибка у рази менша, ніж в інших випадках. Тому при автоматичному керуванні економічністю процесу горіння в якості керуючого параметра доцільніше приймати надлишок  $O_2$ .

Вперше завдання розробки алгоритмів і неперервного автоматичного вимірювання ККД трубчастих печей, а також синтезу автоматичних систем управління, що забезпечують максимальний ККД трубчастих печей, перед собою поставив науковець Хасмамедов Фатіг Ісаєвич [11] у 1980-х роках.

Ця нова, складна і важлива на той час проблема потребувала одночасного вирішення наступних самостійних завдань:

- виявлення кількісних і якісних залежностей ККД трубчастих печей від параметрів, що піддаються неперервному автоматичному вимірюванню;
- вибір методів і розробки алгоритмів для визначення ККД трубчастих печей;
- створення приладів для безперервного автоматичного вимірювання трубчастих печей;
- розробка функціональних перетворювачів якісних показників палив;
- створення інформаційно-вимірювальних систем для неперервного автоматичного вимірювання ККД трубчастих печей.

У технологічних розрахунках для обчислення ККД трубчастих печей використовують два різних методи :

- 1) метод зворотного балансу тепла (метод теплових втрат);
- 2) метод прямого балансу тепла (метод витрати і випуску сировини).

Найбільшого поширення набув перший метод, при якому ККД трубчастих печей визначають наближено, а саме, через величини втрат тепла. Неперервне автоматичне визначення величини втрат тепла в промислових умовах створює певні труднощі, а в деяких випадках стає неможливим. Внаслідок відсутності

методів і засобів безперервного визначення ККД топок і трубчастих печей управління тепловим і технологічним режимами трубчастих печей по ККД не застосовується [11].

Технологічний ККД печі являє собою відношення корисно витраченого тепла на технологічні процеси  $Q_{втр}$  до кількості тепла, що вводиться в апарат  $Q_{вх}$ . [11].

$$\eta = Q_{втр} / Q_{вх} \quad (4.1)$$

ККД може бути визначений із теплового балансу топки трубчастих печей, який в загальному випадку виглядає так:

$$G_{п} \eta_{т} Q_{н}^p + G_{п} C_{п} t_{п} + G_{пов} C_{пов} t_{пов} = G_{г} C_{г} t_{г} \quad (4.2)$$

Тут  $G_{п}, G_{пов}, G_{г}, t_{п}, t_{пов}, t_{г}, C_{п}, C_{пов}, C_{г}$  - витрата, температура і теплоємність палива, повітря і вихідних газів;  $Q_{н}^p$  – нижня теплотворна здатність палива

Як відомо, кількість тепла, що виділяється при спалюванні палива, залежить від витрати повітря. У виразі (4.1) складова  $G_{п} \eta_{т} Q_{н}^p$  буде залежати від величини  $G_{пов}$  до тих пір, поки не буде рівною оптимальному значенню витрати  $G_{пов\,опт}$ . З урахуванням повноти згорання можна записати:

$$1 \text{ кг} - \alpha L_0$$

$$G_{п} \text{ кг} - G_{пов}$$

$$\text{Звідси } G_{п} = \frac{G_{пов}}{\alpha L_0}$$

Де  $\alpha$  коефіцієнт надлишку повітря;  $L_0$  - теоретична кількість повітря для згорання 1 кг палива

Враховуючи останні вирази, ККД топки трубчастої печі можна визначити з формули:

$$\eta_{т} = \frac{G_{г} C_{г} t_{г} - G_{п} C_{п} t_{п} - G_{пов} C_{пов} t_{пов}}{G_{п} \cdot \frac{Q_{н}^p}{\alpha L_0}} \quad (4.3)$$

ККД трубчастої печі залежить від величини коефіцієнта надлишку повітря, що подається в пальники печі, температури вихідних продуктів згорання палива, якості теплової ізоляції печі і ряду інших параметрів. ККД сучасних трубчастих

печей знаходиться на рівні  $0,65 + 0,93$  і залежать від експлуатаційних умов.

Як бачимо, залежність ККД від коефіцієнту надлишку повітря може бути використана для розробки АСК, яка б дозволяла підтримувати роботу трубчастої печі на рівні максимального ККД. Така система керування могла б забезпечувати оптимальні співвідношення палива і повітря для нагрівання сировини в трубчастій печі.

У даний час забезпечення процесу горіння з гранично низькими і водночас оптимальними надлишками повітря, є одним із найбільш актуальних питань. Це викликано насамперед економічними міркуваннями, так як спалювання палива при гранично низьких надлишках повітря зменшує витрату палива і втрату теплоти з вихідними топковими газами. З технологічної точки зору це скорочує кількість робіт по очистці нагрівних поверхонь, що в свою чергу збільшує міжремонтні періоди. А також, що теж є дуже важливо, повнота згоряння палива, яка досягається при оптимальній роботі печі, дозволяє зменшити шкідливі викиди в атмосферу від продуктів горіння.

У працях Хасмамедова [11] наводяться функції, за якими апроксимовані експериментальні нелінійні статичні характеристики типових трубчастих печей. Однією з таких функцій є залежність коефіцієнта корисної дії  $\eta$  трубчастої печі від коефіцієнту надлишку повітря в топці печі  $\alpha$ . При  $0.9 \leq \alpha \leq 1.5$  функція набуває вигляду:

$$\eta = -24.04 + 201.6\alpha - 96\alpha^2 \quad (4.4)$$

Використавши функцію (4.4) в якості статичної характеристики в імітаційній моделі печі, можна отримати графік (рис.4.1), що описує залежність ККД від коефіцієнту надлишку повітря.

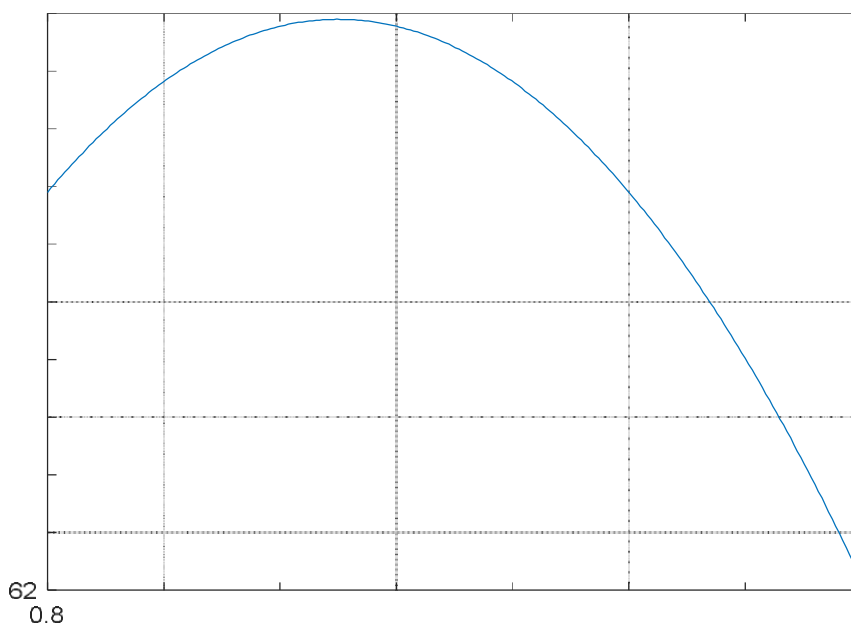


Рис. 4.1. Залежність ККД від коефіцієнта надлишку повітря

З рисунку 4.1 видно, що залежність має параболічну форму, тобто при деякому значенні коефіцієнта надлишку повітря може бути досягнутий екстремум функції, в нашому випадку – максимальне значення ККД. Для реалізації АСК, яка повинна працювати при такому ККД доцільно застосувати екстремальне регулювання.

#### 4.2. Екстремальне регулювання

Екстремальне регулювання - це метод автоматичного керування, який передбачає встановлення та підтримку такого режиму роботи об'єкта, при якому досягається екстремальне значення певного критерію, що характеризує ефективність його функціонування. Цей критерій, який часто називають цільовою функцією, показником екстремуму або екстремальної характеристикою, може бути представленим як безпосередньо вимірюваною фізичною величиною (наприклад, температурою, струмом, напругою, тиском), так і характеристиками ефективності, такими як коефіцієнт корисної дії, продуктивність тощо [17].

Екстремальне регулювання здійснюється в умовах невизначеності щодо поведінки об'єкта управління. Тому при такому регулюванні спочатку отримують

необхідну вихідну інформацію про об'єкт (для цього на керований об'єкт подаються пробні впливи, вивчається реакція об'єкта на ці впливи і вибираються ті з них, які змінюють цільову функцію в потрібному напрямку), а потім на основі отриманої інформації виробляють робочі впливи, що забезпечують досягнення екстремуму критерію якості. Тобто під час екстремального регулювання, вирішуються два завдання:

- знаходження градієнта цільової функції, що визначає напрямок руху до екстремуму в просторі регульованих координат при наявності перешкод, збурень і інерційності об'єкта оптимізації;
- організація стійкого руху системи в напрямку точки екстремуму за мінімально можливий час або при мінімізації будь-яких інших показників.

Автоматичний пристрій, що виробляє керуючі впливи на об'єкт, називається екстремальним регулятором. Екстремальні регулятори призначені для управління такими об'єктами, у яких залежність показника якості функціонування від регулюючого впливу має один екстремум (максимум чи мінімум). Екстремальний регулятор в сукупності з об'єктом регулювання утворюють систему екстремального регулювання (СЕР), або систему оптимізації, за принципом управління розрізняють СЕР розімкнуті (засновані на принципі управління зі збуренням), замкнуті (засновані на принципі зворотного зв'язку) і комбіновані (поєднують обидва принципи одночасно) [17].

Найбільшого поширення набули замкнуті СЕР, що забезпечують високу точність. Розімкнуті СЕР, незважаючи на багато переваг їх в порівнянні з замкнутими СЕР (високу швидкодію, відсутність пошукових рухів і т. д.), застосовуються обмежено, головним чином в тих випадках, коли всі основні обурення, що діють на об'єкт управління, можуть бути виміряні; комбіновані СЕР поєднують основні переваги замкнутих і розімкнутих систем - точність і швидкодію [17].

У загальному випадку процес екстремального керування полягає у визначенні екстремального значення статичної характеристики нелінійного, нестационарного інерційного об'єкта, на який впливають збурення, що змінюють

положення цього екстремуму в просторі керуючих впливів [17].

У разі, коли статична характеристика об'єкта містить екстремум:

$$I = f(u_1, u_2, \dots, u_m),$$

де  $u_i$  – керуючі параметри;

$I$  – показник екстремуму.

У такому випадку система екстремального керування повинна забезпечувати виявлення та підтримку робочої точки в положенні глобального екстремуму.

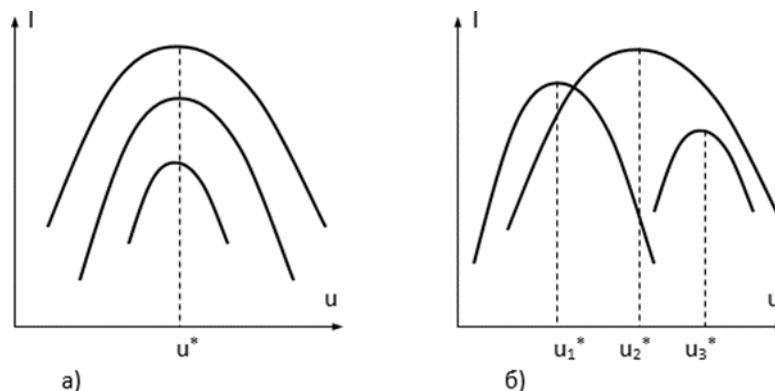


Рис. 4.2. Статичні характеристики об'єкта можуть мати такі варіанти:

- а) із вертикальним зміщенням екстремуму; б) із одночасним вертикальним та горизонтальним зміщенням екстремуму

Нехай об'єкт характеризується статичною характеристикою з чітко вираженим екстремумом, координати якого змінюються в часі. Якщо значення керуючого впливу ( $u = u^*$ ), при якому досягається екстремум, залишається незмінним, тобто спостерігається лише вертикальний дрейф характеристики (рис. 4.2, а), або змінюється за заздалегідь відомим законом, то для підтримання оптимального режиму достатньо застосувати систему стабілізації або систему програмного керування.

У разі, коли спостерігається одночасний вертикальний та горизонтальний дрейф характеристики (рис. 4.2, б), викликаний зміною зовнішніх і внутрішніх збурень за невідомим наперед законом, традиційні системи стабілізації та програмного керування не здатні підтримувати екстремальне значення. Саме в таких умовах необхідне використання систем екстремального керування (СЕК), які формують керуючі впливи таким чином, щоб забезпечити рух об'єкта до

екстремуму критерію та утримання його у точці екстремуму [17].

Трубчаста піч є прикладом об'єкта з екстремальними характеристиками. Статична характеристика за каналом «ККД ( $\eta$ ) – коефіцієнт надлишку повітря ( $\eta$ ) у продуктах згорання» має екстремум: максимальне значення ККД досягається при оптимальному коефіцієнті надлишку повітря ( $\alpha = \alpha^*$ ). Для ( $\alpha < \alpha^*$ ) спостерігається неповне згорання палива, а при ( $\alpha > \alpha^*$ ) надлишок повітря знижує температуру топкових газів і, відповідно, ефективність процесу. Завдання СЕК у цьому випадку полягає у регулюванні подачі повітря таким чином, щоб забезпечити оптимальні умови згорання палива.

Впровадження екстремального регулятора для трубчастої печі дозволяє не лише підтримувати максимальний ККД, але й запобігати утворенню вибухонебезпечної суміші, що виникає при надлишку палива за недостатньої кількості повітря. Регулятор обмежує подачу палива, гарантує, що вона не перевищує максимально допустимого значення та відповідає поточній витраті повітря, що забезпечує безпечну і ефективну роботу печі.

### 4.3. Синтез системи з екстремальним регулюванням

Для створення системи з екстремальним регулюванням, введемо додатковий контур, який буде визначати екстремальні показники по ККД відносно коефіцієнта надлишку повітря  $\alpha$ . На рисунку 4.3 показано, як це реалізовано в імітаційній моделі у Simulink.

Контур екстремального регулювання працює наступним чином:

1) Обчислення екстремуму проводиться за допомогою програмного скрипта у Matlab. Функцією для обчислення служить статична характеристика, яка описує залежність  $\eta = f(\alpha)$  (4.4). Скрипт працює за алгоритмом пошуку максимуму функції методом золотого перетину. Задається початкове значення для функції, в нашому випадку це найменший оптимальний показник  $\alpha = 0,9$ . На довільному відрізку, що описує функція, ставиться точка, що ділить його у співвідношенні, при якому довжина цілого відрізка відноситься до більшої частини, як більша частина

до меншої. Зазвичай співвідношення таких частин становить 1.618. Алгоритм рухається у напрямку зростання значень функції. При зменшенні значень, він повертається назад, доки не буде знайдена максимальна точка.

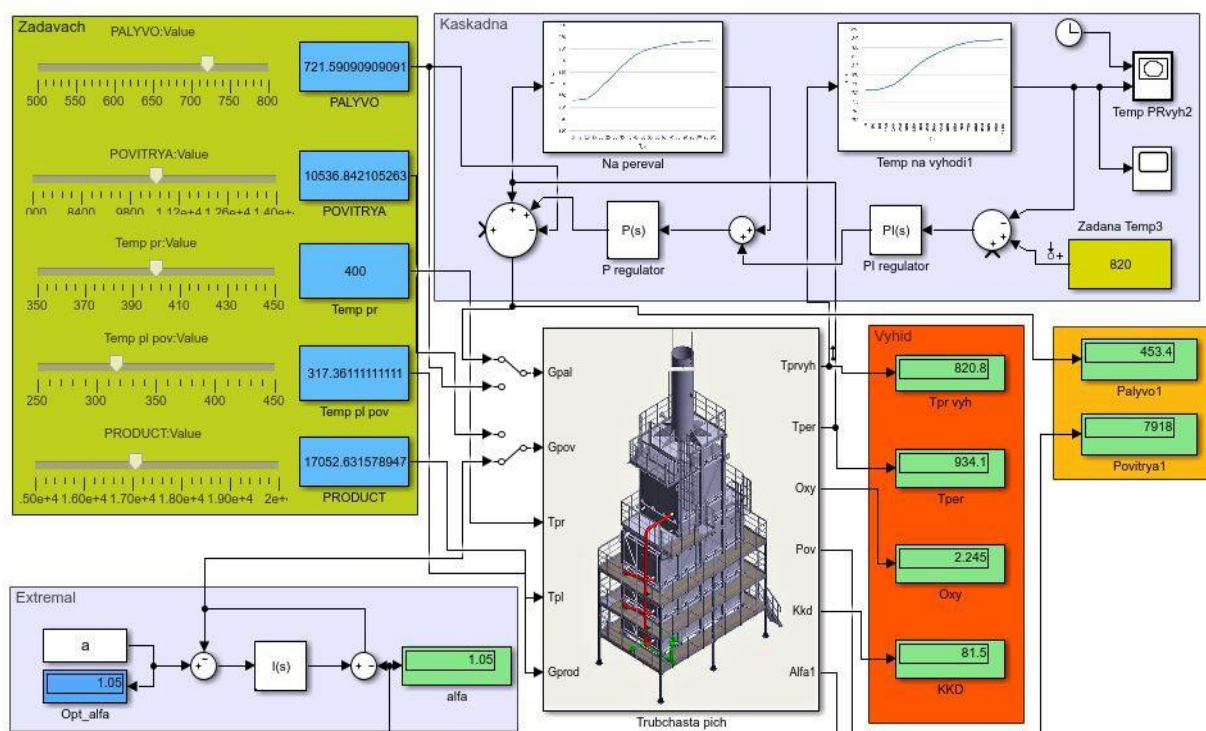


Рис. 4.3. Каскадна АСР з контуром екстремального регулювання.

2) Результати роботи алгоритму у вигляді значення  $\alpha$ , при якому досягнуто максимальний ККД надходять на завдання для контуру регулювання по екстремуму. Початковим завданням для контуру є значення  $\alpha$ , яке отримано від заданого співвідношення повітря/палива.

3) Самим регулятором в контурі виступає блок інтегратора.

4) Внаслідок регулювання, нове оптимальне значення  $\alpha$  подається на обчислювач який підбирає потрібну витрату повітря.

При моделюванні перехідного процесу, бачимо що змодельована АСК відпрацьовує завдання по температурі сировини продукту на виході з трубчастої печі з корекцією по температурі горіння над перевальною стінкою і при цьому підтримує значення витрати повітря, яке необхідне для того щоб піч працювала з максимальним ККД. Графік перехідного процесу наведений на рисунку 4.4.

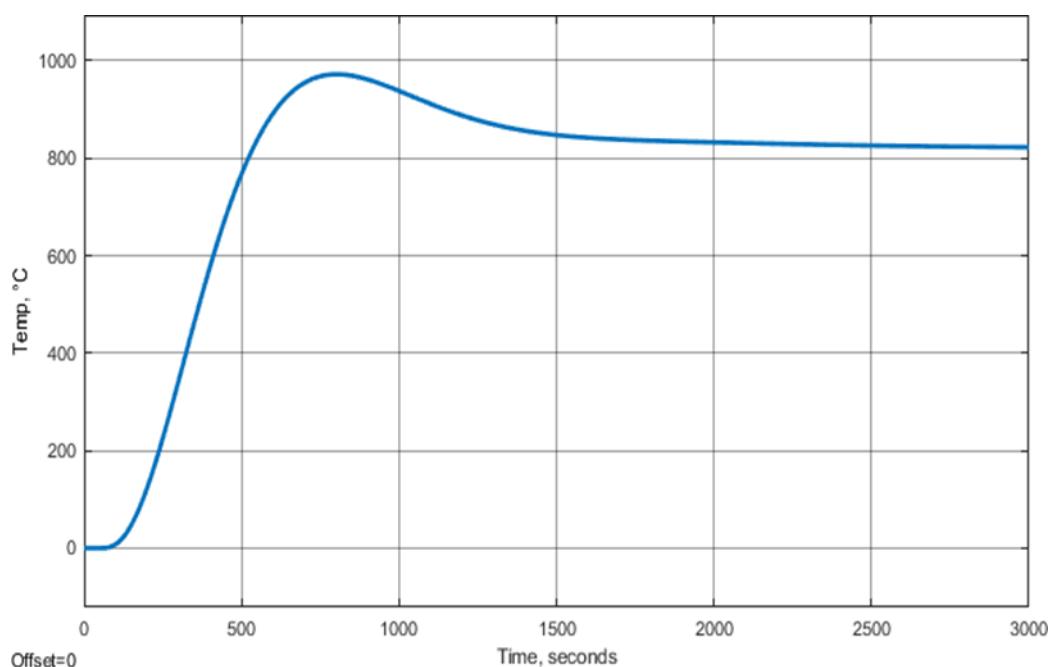


Рис. 4.4. Графік перехідної характеристики каскадної АСР температури на виході з контуром екстремального регулювання

Реакція системи на одиничний стрибкоподібний сигнал отримана за допомогою вбудованого в Matlab аналізатора лінійних систем Linear Analysis Tool показана на рисунку 4.5.

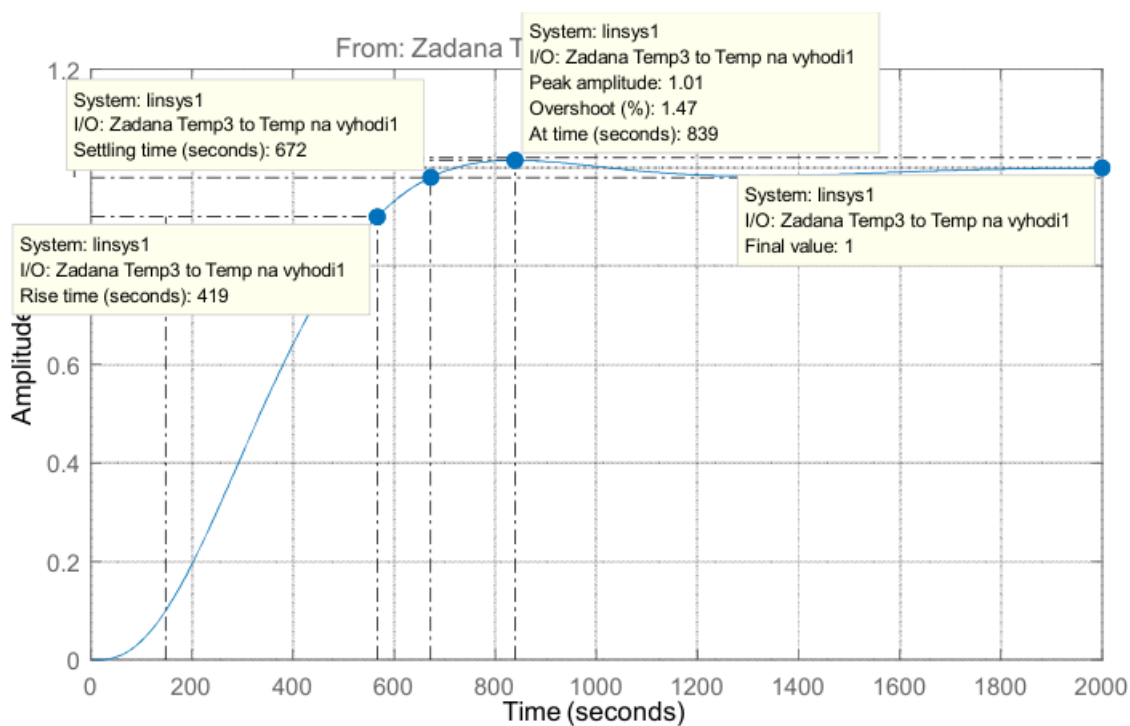


Рис. 4.5. Реакції системи на вхідний стрибкоподібний сигнал

Характеристики перехідного процесу наступні:

- Максимальне динамічне відхилення – 1.01;
- Перерегулювання – 1,47% ;
- Час регулювання – 672 с.;
- Час наростання – 419 с.;
- Ступінь затухань перехідного процесу =  $1.01/1.00=1.01$ .

Важливою характеристикою для даного процесу є перерегулювання. Для систем керування, що працюють в технологічних процесах пов'язаних з хімічними перетвореннями, показник перерегулювання не повинен перевищувати 5%, тому що це впливає на якість кінцевого продукту. В нашому випадку перерегулювання задовільняє цю вимогу.

Також бачимо що зменшився час регулювання з попереднього 1390 с. до 672 с. Це означає, що тривалість перебування сировини в трубчастій печі можна скоротити і швидше подавати її до подальших технологічних апаратів. Тобто, можна збільшити вихід готового продукту за рахунок скорочення часу, що використовується на його перетворення.

Покажемо реакцію системи на імпульсний сигнал:

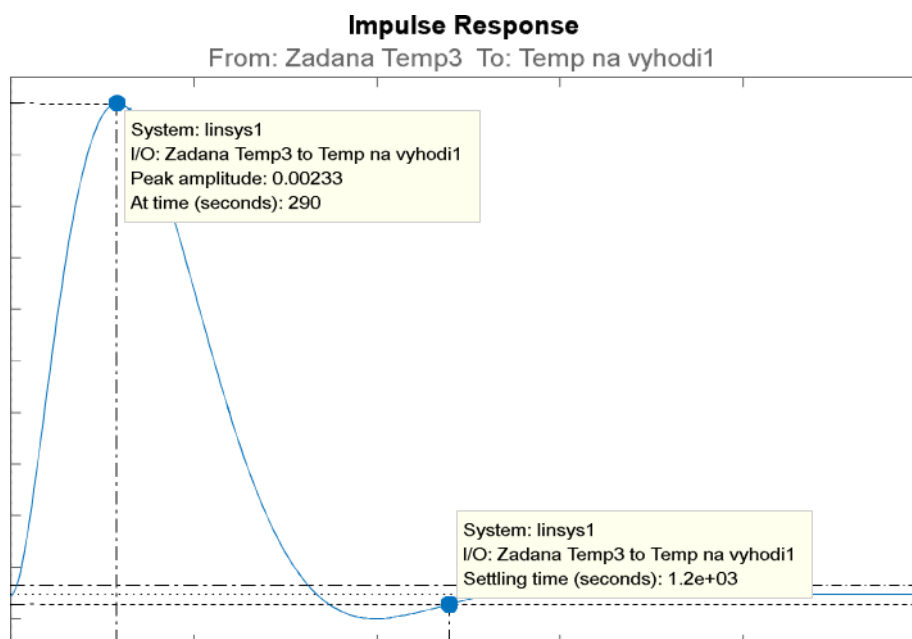


Рис. 4.6. Реакція системи на імпульсний сигнал

Імпульсним сигналом є одиничний сигнал у вигляді дельта-функції Дірака,

який подається коли система перебуває в нульових початкових умовах. З рисунка 4.6 бачимо, що система добре відпрацьовує імпульс і повертається до початкового положення. Максимальна пікова амплітуда дорівнює 0.00233. Час повернення становить 1200 с.

#### 4.4 Аналіз стійкості АСР

Стійкість замкненої автоматичної системи регулювання (АСР) є однією з ключових вимог до її проектування. Вона визначається як здатність системи уникати необмеженого відхилення регульованої величини від заданого значення під впливом будь-яких реальних збурень.

У стабільної АСР при будь-якому реальному збуренні регульована величина під час перехідного процесу залишатиметься обмеженою і не відхилятиметься нескінченно від встановленого значення. Існує низка критеріїв оцінки стійкості АСР, як аналітичних, так і графічних. Найпоширенішим серед них є критерій Найквіста, що дозволяє оцінити стійкість замкнених систем управління на основі амплітудно-фазової частотної характеристики (АФЧХ) системи.

Амплітудно-фазова частотна характеристика, що аналізується за цим критерієм, є зручним графічним поданням частотної відповіді лінійної стаціонарної динамічної системи у комплексних координатах. На такому графіку частота виступає як параметр кривої, тоді як амплітуда та фаза системи для заданої частоти відображаються довжиною радіус-вектора та кутом його нахилу відповідно. Таким чином, графік об'єднує амплітудно-частотну та фазо-частотну характеристики на одній площині.

Умовою стійкості замкненої системи є те, що при зміні частоти ( $\omega$ ) від нуля до нескінченності АФЧХ розімкненої системи ( $W(j\omega)$ ) не повинна охоплювати точку  $(-1, j0)$  у комплексній площині.

Для проведення аналізу стійкості виконується побудова діаграми Найквіста, що дозволяє графічно оцінити стабільність досліджуваної АСР.

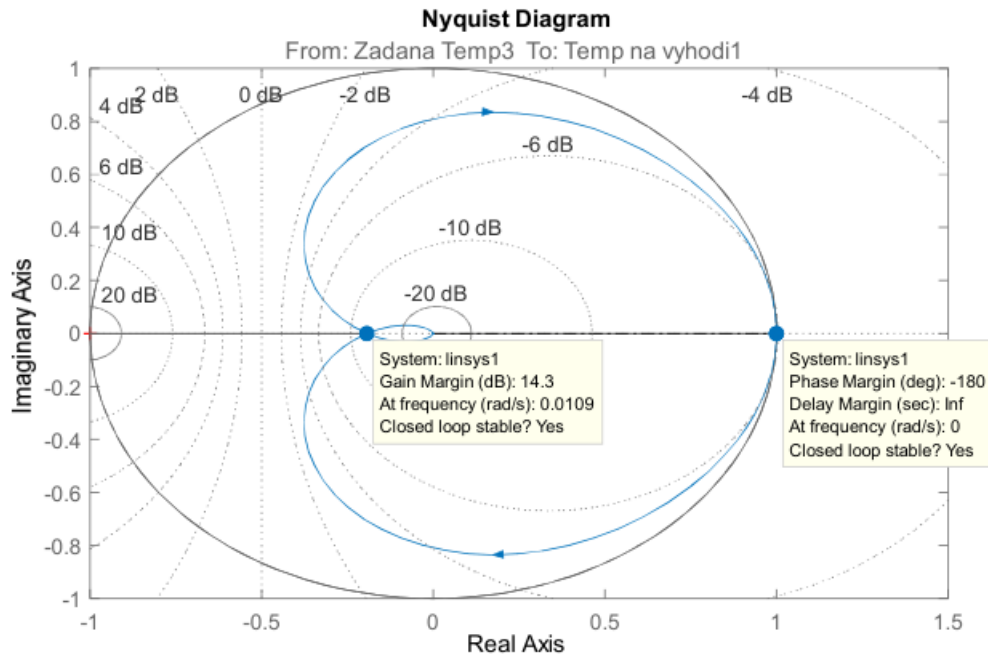


Рис. 4.7. АФЧХ каскадної системи (діаграма Найквіста)

Із рисунка 4.7 видно що АФЧХ не перетинає точку з координатами  $(-1; j0)$  комплексної площини, що свідчить про те, що система є стійкою.

Запас за фазою становить  $-180$  град.

Запас за амплітудою дорівнює  $14.3$  дБ. при частоті  $0.0109$  рад/с.

Коефіцієнт коливальності відсутній.

Дослідження на стійкість за критерієм Найквіста проведено за допомогою програмного продукту Matlab і пакету Linear Analysis Tool.

#### Висновок до розділу 4

У цьому розділі вибрано параметр, який підлягає екстремальному регулюванню і обґрунтовано принципи та доцільність такого регулювання. Цим параметром є коефіцієнт корисної дії трубчастої печі. Проведено синтез моделі з контуром екстремального регулювання. Змодельовану систему проаналізовано за показниками перехідної та імпульсної характеристик процесу. Також проведено дослідження на стійкість змодельованої АСК за критерієм Найквіста по АФЧХ, яке показало що система є стійкою.

## РОЗДІЛ 5

### РЕАЛІЗАЦІЯ АВТОМАТИЧНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

#### 5.1. Проектування системи автоматизації

Проектування системи автоматичного керування (САК) є початковим етапом реалізації автоматизованої системи керування. Цей процес передбачає розробку комплексної технічної документації, необхідної для впровадження системи. До основних документів належать: функціональні схеми автоматизації, принципи електричні схеми, схеми з'єднань і підключень зовнішніх проводів, креслення загального вигляду щитів та пультів керування тощо.

Функціональна схема автоматизації технологічних процесів є ключовим технічним документом, що визначає структурну побудову та функціональні взаємозв'язки систем автоматизації, а також оснащення їх необхідними приладами і засобами автоматизації, включно із засобами обчислювальної техніки. Розробка та проектування функціональних схем є невід'ємною складовою процесу створення автоматизованих систем і забезпечує ефективне вирішення технологічних завдань у сфері автоматизації виробництва [3].

На схемах автоматизації відображаються:

- технологічне та інженерне обладнання об'єкта разом із комунікаціями (трубопроводи, газоходи, повітропроводи), що підлягає автоматизації;
- технічні засоби автоматизації або контури контролю, регулювання та управління - сукупність функціонально пов'язаних приладів, які виконують завдання контролю, регулювання, сигналізації та управління;
- лінії зв'язку між окремими технічними засобами автоматизації або контурами (за потреби).

Креслення схем зовнішніх проводок є проектною документацією, що ілюструє лінії з'єднань між приладами, засобами автоматизації та щитами різного призначення. Воно визначає межі проектування між суміжними частинами системи, розкриває фізичний обсяг робіт, технічну сутність і специфіку виконання

проводок, а також слугує вихідним матеріалом для розробки проекту виробництва робіт [3].

Щити та пульти автоматизованої системи виконують функції постів контролю, управління та сигналізації, призначені для розміщення засобів керування технологічним процесом. Креслення загального вигляду щита або пульта демонструє зовнішній вигляд із необхідними вирізами та кріпленнями для встановлення запроектованих приладів, засобів автоматизації та введень електричних і трубних проводок, а також позначає розташування приладів і технічних засобів автоматизації [3].

## **5.2. Вибір і аналіз комплексу засобів автоматизації**

### **5.2.1. Характеристики технічних засобів автоматизації**

Для побудови автоматизованої системи керування було обрано такі технічні засоби автоматизації:

Вимірювання температури на виході трубчастої печі та на перевальній стінці.

У якості приладу для фіксації температури застосовується нормуючий перетворювач YTA310/320 у поєднанні з термопарою типу СН-К виробництва компанії Yokogawa.



Рис. 5.1. Нормуючий перетворювач YTA310/320 Yokogawa

Конфігурація приладу здійснюється за допомогою комунікатора BRAIN або HART. Під час налаштування користувач має можливість задавати тип вхідного сигналу та межі вимірювання, параметри сигналізації, час демпфування, тип

вихідної характеристики (пряма або зворотна) та інші параметри. Основні технічні характеристики включають:

- Тип сенсора: К.
- Межі вимірювання: 0...1000 °С.
- Вихідний сигнал: 4...20 мА з цифровим інтерфейсом за протоколами BRAIN або HART.
- Клас точності: 0,5.
- Джерело живлення: 10,5...42 В постійного струму.
- Робочий температурний діапазон: -40...85 °С.
- Ступінь захисту від пилу та вологи: IP67.

Для вимірювання витрати паливного газу застосовуються вихрові витратоміри серії YEWFLOW, що належать до категорії інтелектуальних датчиків. Вони призначені для визначення об'ємної витрати рідин, пари або газів. Принцип роботи приладу базується на вимірюванні частоти утворення вихорів за допомогою вихреперетворювача, усередині якого встановлені п'єзодатчики, що перетворюють механічні коливання вихорів на електричний частотний сигнал.



Рис. 5.2. Вихровий витратомір Digital YEWFLOW Yokogawa

Середовище вимірювання: газоподібне середовище, пара або рідина.

Похибка вимірювань:  $\pm 1\%$  від поточного значення при швидкості потоку до 35 м/с.

Вихідні сигнали включають: аналоговий сигнал 4...20 мА, імпульсний (частотний) сигнал, сигнал стану, а також цифрову передачу даних за протоколами

BRAIN, HART або Foundation Fieldbus.

Номинальний діаметр трубопроводу: 15...300 мм.

Номинали фланців: ANSI Class 150, 300, 600, 900, DIN PN 16, 25, 40, 64, 100.

Максимальний робочий тиск визначається номіналом фланця.

Температура робочого середовища: -29 ... + 250 °С.

Температура навколишнього середовища: -40 ... + 85 °С.

Конструктивне виконання: IP67, іскробезпечне, вибухозахищене.

Вимірювання вмісту кисню в продуктах горіння.

Аналізатор кисню двохпровідний EMERSON 5081FG пристрій високої ефективності призначений для контролю вмісту кисню при процесах згоряння з цирконієвим датчиком в якості чутливого елемента.



Рис. 5.3. Аналізатор кисню EMERSON 5081FG

Блок виготовлений з якісних матеріалів, що дозволяє використовувати прилад температурах від 550° до 1400°С.

Регулюючий елемент.

У якості виконавчого пристрою використовується мембранно-пружинний привід Fisher-Rosemount 657 з позиціонером EWT.

Номинальний діаметр (DU): 6".

Робоча температура: 40 °С.

Робочий тиск: 5,36 кгс/см<sup>2</sup>.

Середовище: природний газ.

Тип виконання: нормально закритий.



Рис. 5.4. Мембранно пружинний привід Fisher-Rosemount 657



Рис. 5.5. Мікропроцесорний контролер МІК-51 Мікрол

Контролер МІК-51 є модульним програмно-технічним пристроєм, який дозволяє користувачу формувати конфігурацію з необхідних блоків та модулів відповідно до кількості та типу вхідних і вихідних сигналів.

Контролери МІК-51 оснащені розвинутою системою міжконтролерного обміну, що забезпечує інтеграцію в локальні або розподілені керуючі мережі. У таких мережах контролери можуть обмінюватися даними як з комп'ютером, так і між собою, що дозволяє реалізувати розподілену обробку інформації та розширити кількість каналів введення-виведення, одночасно знижуючи навантаження на мережу.

Засоби самодіагностики включають сигналізацію та ідентифікацію несправностей, контроль виходу сигналів за допустимі межі, збої в ОЗП, порушення мережевого обміну та інші подібні ситуації.

Характеристики входів і виходів:

- Аналогові входи: 8 уніфікованих;
- Дискретні входи: 3;
- Уніфіковані аналогові вихідні сигнали постійного струму: 0–20 мА, 4–20 мА.

Обсяг пам'яті: ПЗУ – 256 кБ, ОЗП – 8 кБ.

Похибки перетворення: АЦП –  $\pm 0,2\%$ , ЦАП –  $\pm 0,2\%$ .

Інтерфейсний канал: RS-485 зі швидкістю обміну до 921 Кбіт/с.

Умови експлуатації: температура навколишнього середовища – від  $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$  до  $+70\text{ }^{\circ}\text{C}$ , напруга живлення – 220 В змінного струму, 50 Гц ( $\pm 1$  Гц).

Тип корпусу – щитовий монтаж, ступінь захисту – IP30.

### 5.2.2. Метрологічний розрахунок вимірювального каналу

Схематичне зображення каналу контролю температури сировини на виході трубчастої печі представлено на рисунку 5.6.

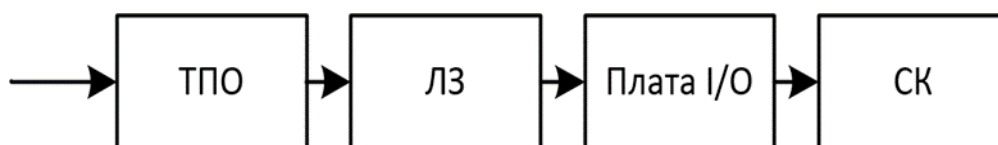


Рис. 5.6. Схема каналу вимірювання температури: ТПО – термоперетворювач; ЛЗ – лінія зв'язку; Плата I/O – плата вводу/виводу; СК – система керування (контролер)

Сумарна похибка вимірювального каналу температури визначається із формули

$$\delta_{BK} = \sqrt{\delta_{ТПО}^2 + \delta_{ЛЗ}^2 + \delta_{I/O}^2} \quad (5.1)$$

де:  $\delta_{ТПО}$  - похибка термоперетворювача – 0,5%;

$\delta_{ЛЗ}$  - похибка лінії зв'язку – 0,15%;

$\delta_{I/O}$  - похибка плати вводу/виводу – 0,2%;[8].

Згідно з рівнянням (5.1), похибка вимірювального каналу становитиме:

$$\delta_{BK} = \sqrt{0.5^2 + 0.15^2 + 0.2^2} = 0.56\%$$

### 5.2.3. Оцінка ступеня надійності автоматизованої системи керування

Надійність автоматизованих систем управління технологічними процесами (АСУТП) є комплексною характеристикою, що охоплює безвідмовність, ремонтпридатність та довговічність. Забезпечення високої надійності досягається за рахунок модульної та розподіленої структури системи. Усі керуючі алгоритми АСУТП реалізуються в програмному забезпеченні контролерів із резервуванням (дублюванням), що підвищує стійкість системи до відмов. Надійність програмного забезпечення забезпечується інтегрованими функціями діагностики та самодіагностики.

У межах цієї системи управління необхідно оцінити надійність каналу вимірювання температури. Відомі такі параметри:

- середній час напрацювання на відмову для контролерів МК-51 становить 160 000 годин;
- для термоперетворювачів імовірність відмови за 2000 годин експлуатування дорівнює 0,04;
- для з'єднувальних ліній імовірність відмови за 2000 годин – 0,005.

Припускаючи, що відмови підпорядковуються експоненційного закону розподілу, ймовірність безвідмовної роботи контролера визначається за формулою [8]:

$$P_K = e^{-\lambda t} \quad (5.2)$$

$$\lambda = \frac{1}{t_{CP.H}} = \frac{1}{160000} = 6.25 \cdot 10^{-6} \text{ з}^{-1}$$

$$P_K = e^{-6.25 \cdot 10^{-6} \cdot 2000} = 0.988$$

Ймовірність безвідмовної роботи термоперетворювача:

$$P_{ТП} = 1 - q_{ТП} = 1 - 0.04 = 0.96$$

Ймовірність безвідмовної з'єднувальних ліній:

$$P_{з.л.} = 1 - q_{з.л.} = 1 - 0.005 = 0.995$$

У такому разі ймовірність безвідмовної експлуатації вимірювального каналу протягом 2000 годин становить:

$$P_{В.К} = P_K \cdot P_{ТП} \cdot P_{з.л.} = 0.988 \cdot 0.96 \cdot 0.995 = 0.944$$

### **Висновок до розділу 5**

У цьому розділі здійснено обґрунтування вибору комплексу технічних засобів автоматизації. На основі обраного комплексу виконано розрахунок імовірності безвідмовної роботи вимірювального каналу температури на виході печі та проведено його метрологічну оцінку. Отримані характеристики вимірювальної системи відповідають допустимим нормативним межах, що підтверджує надійність застосованого комплексу технічних засобів автоматизації.

## ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У рамках даної магістерської роботи проведено комплексний аналіз установки піролізу нафтової сировини. Об'єктом досліджень обрано трубчасту піч, як апарат, що визначає ключові характеристики процесу піролізу. Виконано огляд існуючих схем керування трубчастими печами, на підставі якого сформульовано основну задачу роботи – розробку автоматизованої системи керування (АСК), яка забезпечить підвищення точності підтримки температури сировини на виході печі, ефективності та надійності роботи обладнання, покращення економічних показників і підвищення безпеки експлуатації об'єкта.

З використанням отриманих математичних моделей, а також статичних і динамічних характеристик побудовано імітаційну модель трубчастої печі у середовищі Simulink пакета Matlab. На основі цієї моделі проведено дослідження впливу вхідних та збурюючих параметрів на процеси печі, виконано синтез одноконтурних і каскадних схем керування та здійснено їх порівняння за характеристиками перехідного процесу.

Обґрунтовано доцільність і технічну можливість реалізації схеми керування з включенням контуру з екстремальним регулятором. Параметром для екстремального регулювання обрано коефіцієнт корисної дії (ККД). Синтезовано каскадну систему керування з екстремальним регулятором, що забезпечує підтримку ККД на максимальному рівні та оптимальну витрату палива і повітря для нагрівання сировини. Аналіз системи за критерієм Найквіста та за якісними показниками показав відповідність розробленої АСК допустимим нормативам стійкості та якості регулювання.

Для забезпечення точного збору технологічних параметрів і на основі проведених досліджень здійснено підбір технічних засобів автоматизації, розрахунок імовірності безвідмовної роботи вимірювального каналу температури на виході печі та виконано його метрологічну оцінку.

## ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ НА ДЖЕРЕЛА

1. Автоматизація технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості: Навч. посібник / Г. Н.Семенцов, Я. Р. Куровець, Я. В. Когуч, М. М. Дранчук. – Івано-франківськ: Факел, 2009. – 327 с.
2. Семенцов Г. Н. Теорія автоматичного керування. Навчальний посібник. Івано-Франківськ: Факел, 2001. 614 с.
3. Дранчук М. М. Проектування систем автоматизації технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Навчальний посібник / М. М. Дранчук. – Івано-франківськ: Факел, 2005. – 448 с.
4. Когутяк М. І. Автоматизація неперервних технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Навчальний посібник / М. І. Когутяк, М. М. Дранчук, Я. Р. Когуч. – Івано-Франківськ: Факел, 2006. – 385 с.
5. Козак Ф. В. Виробничі процеси та обладнання об'єктів автоматизації. Навчальний посібник / Ф. В. Козак, Л. І. Гаєва, Я. М. Дем'янчук. – Івано-франківськ: ІФНТУНГ, 2015. – 131 с.
6. 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.
7. 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.
8. 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.
9. <https://studfiles.net/preview/5725768/>
10. <https://www.mathworks.com/>
11. <http://matlab.exponenta.ru/forum>

# ДОДАТКИ

## Додаток Б

Розрахунок у програмному продукті Mathcad передавальної функції і частотних характеристик для каналу «зміна витрати палива – температура на виході».

### Структура об'єкта

$$n := 3$$

$$W(p, T01, T02) := \frac{e^{-50p} \cdot (T02 \cdot p + 1)}{(T01 \cdot p + 1)^n}$$

X(t) експериментальні дані

t час

$$X_{\max} := 839$$

$$X_{\min} := 783$$

$$Y := \frac{X(t) - X_{\min}}{X_{\max} - X_{\min}}$$

$$T1 := t$$

	783	0
	783	50
	784	100
	786	150
	790	200
	795	250
	801	300
	807	350
	813	400
	818	450
X(t) :=	822	t := 500
	826	550
	829	600
	831	650
	834	700
	835	750
	836	800
	837.5	850
	838	900
	838.5	950
	839	1000

### Обробка експериментальних даних

$$k1 := \text{rows}(Y) \quad k1 = 21 \quad tk := T1_{k1-1} \quad S := \text{cspline}(T1, Y)$$

$$t := 0, 50.. 1000 \quad h(t) := \text{interp}(S, T1, Y, t)$$

### Знаходження оригіналу від передавальної функції

$X(p) := \frac{1}{p}$  зображення за Лапласом вхідної величини. Тоді вихід об'єкта можна представити у такий спосіб:

$$Y(p, T01, T02) := W(p, T01, T02) \cdot X(p)$$

### Знаходження оригіналу перехідної характеристики

$$\begin{aligned}
 \underline{H}(t, T01, T02) := Y(p, T01, T02) & \left[ \begin{array}{l} \text{invlaplace, p} \\ \text{simplify} \\ \text{float, 3} \end{array} \right] \rightarrow -1.0 \cdot \Phi(t - 50.0) \cdot \left[ e^{-\frac{1.0 \cdot (t - 50.0)}{T01}} + \frac{e^{-\frac{1.0 \cdot (t - 50.0)}{T01}} \cdot (t - 50.0)}{T01} \right. \\
 & \left. + \frac{0.5 \cdot e^{-\frac{1.0 \cdot (t - 50.0)}{T01}} \cdot (t - 50.0)^2 \cdot (T01 + -1.0 \cdot T02)}{T01^3} - 1.0 \right]
 \end{aligned}$$

### Знаходження інтегрального середньоквадратичного відхилення від експериментальних даних

$$s1(T01, T02) := \int_0^{tk} (H(t, T01, T02) - h(t))^2 dt$$

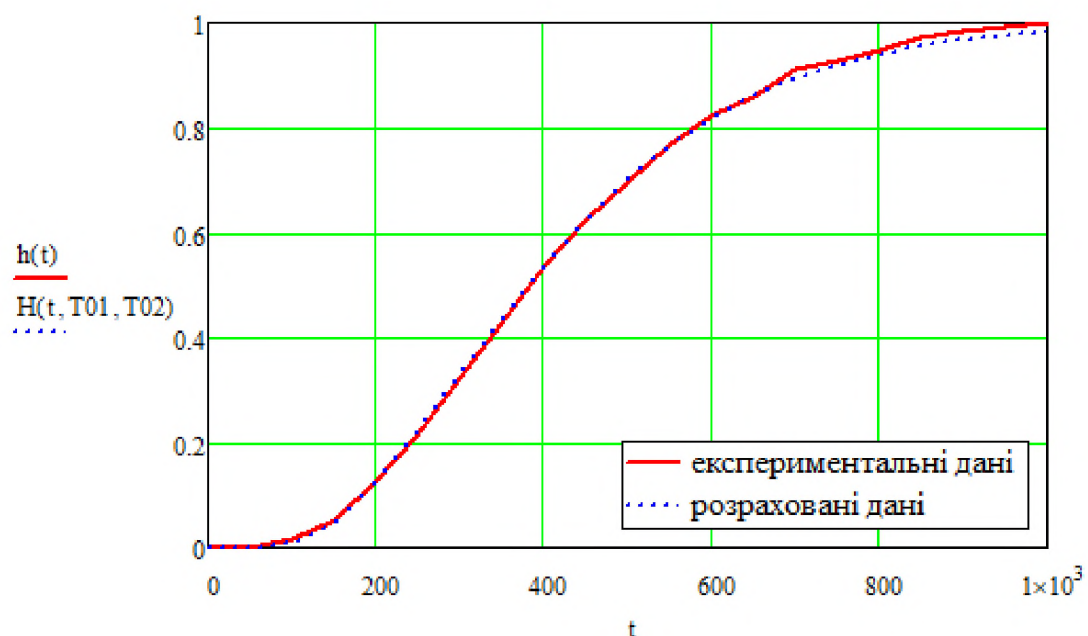
Розв'язок задачі параметричної оптимізації  $T01 := 800$   $T02 := 10$

Given

$$T01 > 0 \quad T02 \geq 0 \quad \begin{pmatrix} T01 \\ T02 \end{pmatrix} := \text{Minimize}(s1, T01, T02)$$

$$T01 = 123.741 \quad T02 = 0 \quad t := 0, 50..1000$$

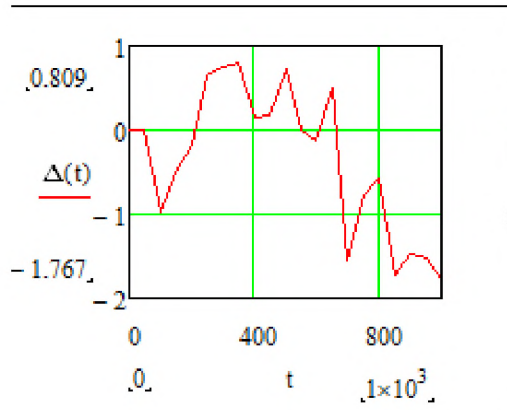
### Візуалізація результатів побудови моделі



Крива розгону по каналу зміна витрати палива – температура на виході

Відносна похибка апроксимації:

$$\Delta(t) := \frac{(H(t, T01, T02) - h(t)) \cdot 100}{h(tk)}$$



$$\Delta := 0.809 + 1.767 = 2.576$$

Передавальна функція має вигляд

$$W(p) \rightarrow \frac{e^{-50 \cdot p}}{(123.741 \cdot p + 1)^3}$$

Астатизм      Коефіцієнт підсилення      Запізнення

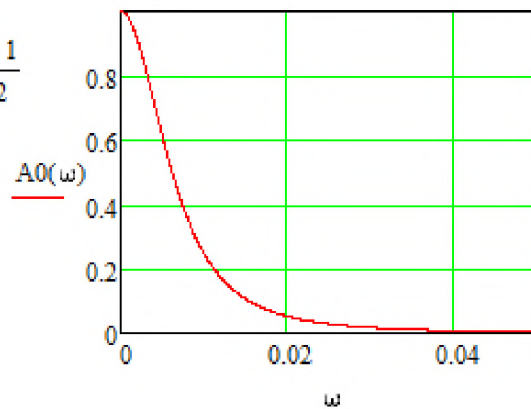
$$k := 0$$

$$k0 := 1$$

$$\tau := 50$$

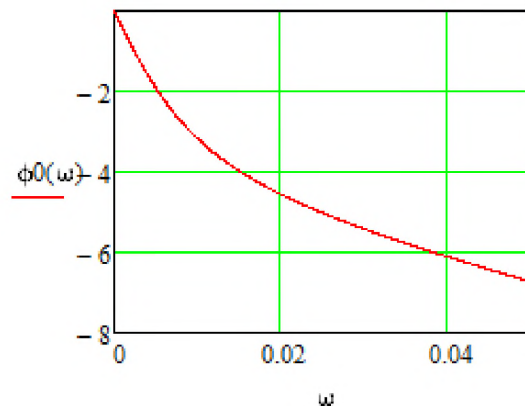
АЧХ об'єкта

$$A0(\omega) \rightarrow \left[ (15311.835081 \cdot \omega^2 + 1)^3 \right]^{\frac{-1}{2}}$$



ФЧХ об'єкта

$$\phi0(\omega) \rightarrow -50 \cdot \omega - 3 \cdot \text{atan}(123.741 \cdot \omega)$$



Розрахунок у програмному продукті Mathcad передавальної функції і частотних характеристик для каналу «зміна витрати палива – температура на перевальній стінці».

**Структура об'єкта**

$$n := 4$$

$$W(p, T01, T02) := \frac{e^{-2p} \cdot (T02 \cdot p + 1)}{(T01 \cdot p + 1)^n}$$

X(t) експериментальні дані

t час

$$X_{\max} := 975$$

$$X_{\min} := 872$$

$$Y := \frac{X(t) - X_{\min}}{X_{\max} - X_{\min}}$$

$$T1 := t$$

872	0
873	5
875	10
883	15
895	20
906	25
918	30
930	35
941	40
950	45
956	50
960	55
963	60
966	65
968	70
970	75
971	80
972	85
973	90
974	95
975	100

### Обробка експериментальних даних

$k1 := \text{rows}(Y)$      $k1 = 21$      $tk := T1_{k1-1}$      $S := \text{cspline}(T1, Y)$

$t := 0, 5.. 100$      $h(t) := \text{interp}(S, T1, Y, t)$

### Знаходження оригіналу від передавальної функції

$X(p) := \frac{1}{p}$  зображення за Лапласом вхідної величини. Тоді вихід об'єкта можна представити у такий спосіб:

$$Y(p, T01, T02) := W(p, T01, T02) \cdot X(p)$$

### Знаходження оригіналу перехідної характеристики

$$H(t, T01, T02) := Y(p, T01, T02) \left| \begin{array}{l} \text{invlaplace, p} \\ \text{simplify} \\ \text{float, 3} \end{array} \right. \rightarrow -1.0 \cdot \Phi(t - 2.0) \cdot \left[ e^{-\frac{1.0 \cdot (t-2.0)}{T01}} + \frac{e^{-\frac{1.0 \cdot (t-2.0)}{T01}} \cdot (t - 2.0)}{T01} \right]$$

$$\left[ \begin{aligned} & + \frac{0.5 \cdot e^{-\frac{1.0 \cdot (t-2.0)}{T01}} \cdot (t-2.0)^2}{T01^2} + \frac{0.167 \cdot e^{-\frac{1.0 \cdot (t-2.0)}{T01}} \cdot (T01 + -1.0 \cdot T02) \cdot (t-2.0)^3}{T01^4} - 1.0 \end{aligned} \right]$$

**Знаходження інтегрального середньоквадратичного відхилення від експериментальних даних**

$$s1(T01, T02) := \int_0^{tk} (H(t, T01, T02) - h(t))^2 dt$$

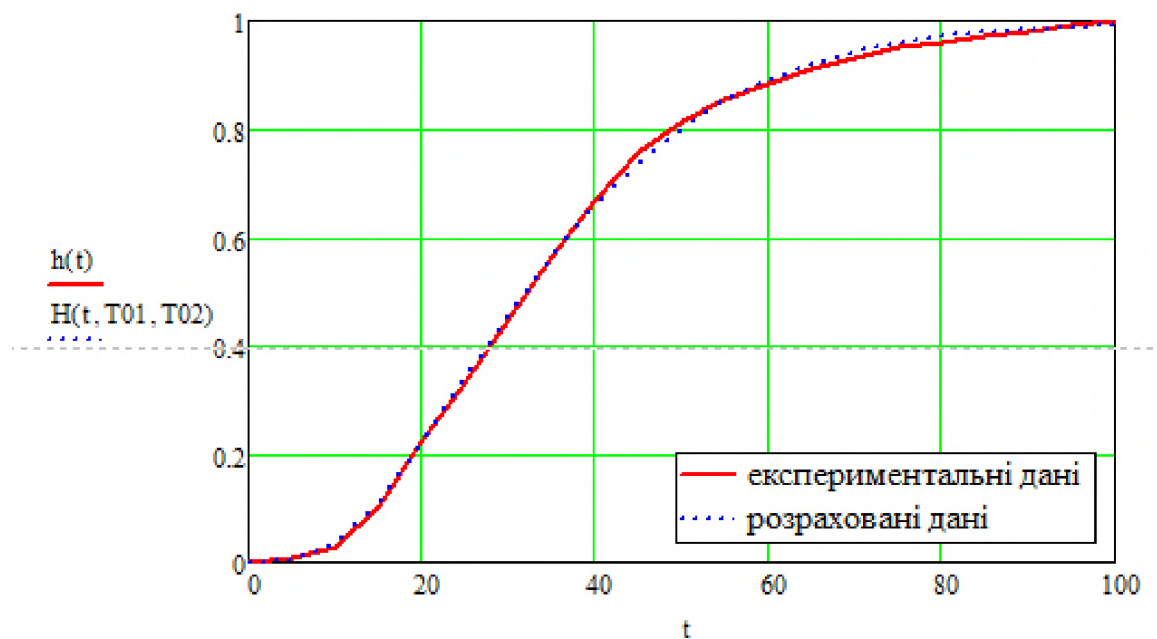
**Розв'язок задачі параметричної оптимізації**  $T01 := 80$   $T02 := 1$

Given

$$T01 > 0 \quad T02 \geq 0 \quad \begin{pmatrix} T01 \\ T02 \end{pmatrix} := \text{Minimize}(s1, T01, T02)$$

$$T01 = 10.543 \quad T02 = 8.681 \quad t := 0, 5.. 100$$

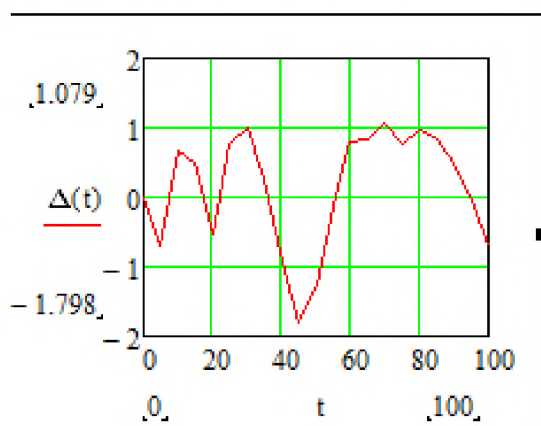
**Візуалізація результатів побудови моделі**



Крива розгону по каналу зміна витрати палива – температура на перевальній стінці

**Відносна похибка апроксимації:**

$$\Delta(t) := \frac{(H(t, T01, T02) - h(t)) \cdot 100}{h(tk)}$$



$$\Delta_{max} := 1.078 + 1.801 = 2.879$$

Астатизм      Коефіцієнт підсилення      Запізнення

$$k_{\omega} := 0$$

$$k_0 := 1$$

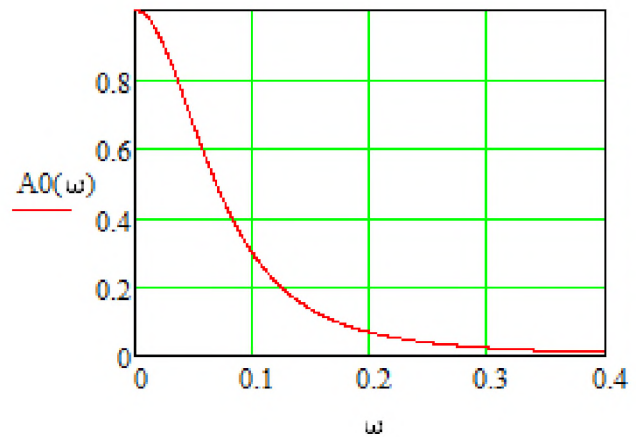
$$\tau_{\omega} := 2$$

Передавальна функція має вигляд

$$W(p) \rightarrow \frac{e^{-2 \cdot p} \cdot (8.681 \cdot p + 1)}{(10.543 \cdot p + 1)^4}$$

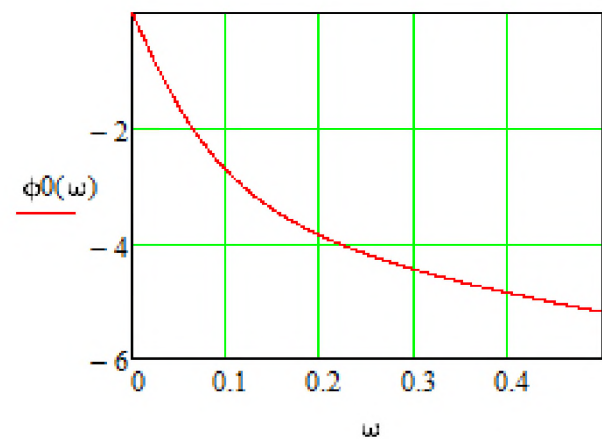
АЧХ об'єкта

$$|A_0(\omega)| \rightarrow \frac{\sqrt{75.359761 \cdot \omega^2 + 1}}{\sqrt{(111.154849 \cdot \omega^2 + 1)^4}}$$



ФЧХ об'єкта

$$\phi_0(\omega) \rightarrow \text{atan}(8.681 \cdot \omega) - 2 \cdot \omega - 4 \cdot \text{atan}(10.543 \cdot \omega)$$



## Додаток В

### Розрахунок налагодження регулятора методом РЧХ

Передавальна функція об'єкта:

$$W01(p) := \frac{e^{-50 \cdot p}}{(123.741 \cdot p + 1)^3}$$

Передавальна функція інверсного об'єкта:

$$W0(p) := \frac{1}{W01(p)} \quad W0(p) \rightarrow e^{50 \cdot p} \cdot (123.741 \cdot p + 1)^3$$

Заданий показник коливальності:

$$\psi := 0.9 \quad m := \frac{-\ln(1 - \psi)}{2 \cdot 3.14} \quad m = 0.367$$

Розширена АЧХ об'єкта:

$$Winv(\omega, m) := W0(p) \left\{ \begin{array}{l} \text{substitute } p = i \cdot \omega - m \cdot \omega \\ \text{simplify} \\ \text{complex} \end{array} \right. \rightarrow e^{-50 \cdot \omega \cdot m} \cdot (\cos(50.0 \cdot \omega) - 45935.505243 \cdot \omega^2 \cdot \cos(50.0 \cdot \omega) + 1.89470178475802$$

Дійсна та уявна характеристики інверсного об'єкта:

$$a1(\omega) := \text{Re}(Winv(\omega, m)) \left\{ \begin{array}{l} \text{complex} \\ \text{simplify} \\ \text{float}, 2 \end{array} \right. \rightarrow \frac{\omega \cdot e^{-18.0 \cdot \omega} \cdot \sin(50.0 \cdot \omega) \cdot (85900.0 \cdot \omega + 63500.0 \cdot \omega^2 + -511000.0 \cdot \omega^3 + 4.0e6 \cdot \omega^4 - 7220.0)}{-434.0 \cdot \omega + 2030.0 \cdot \omega^2 + 195.0}$$

$$b1(\omega) := \text{Im}(Winv(\omega, m)) \left\{ \begin{array}{l} \text{complex} \\ \text{simplify} \\ \text{float}, 2 \end{array} \right. \rightarrow -e^{-18.0 \cdot \omega} \cdot (-1.0 \cdot \sin(50.0 \cdot \omega) + 33700.0 \cdot \omega^2 \cdot \cos(50.0 \cdot \omega) + 1.1e6 \cdot \omega^3 \cdot \cos(50.0 \cdot \omega))$$

$$\text{Im0b}(\omega) := b1(\omega) \quad \text{Re0b}(\omega) := a1(\omega)$$

Підготовка даних для побудови графіка

$$i := 0..11 \quad x_0 := 0$$

$$x_{i+1} := x_i + 10^{-3}$$

$$C00_i := x_i \cdot (m^2 + 1) \cdot \text{Im0b}(x_i)$$

$$C11_i := m \cdot \text{Im0b}(x_i) - \text{Re0b}(x_i)$$

Рівняння для знаходження параметрів налагодження ПІ - регулятора

$$C1(\omega) := m \cdot \text{Im0b}(\omega) - \text{Re0b}(\omega)$$

$$C0(\omega) := \omega \cdot (m^2 + 1) \cdot \text{Im0b}(\omega)$$

Пошук точки максимуму за C0

$$\omega := 0.0007$$

$$\text{Given} \quad \omega \geq 0.00 \quad \omega \leq 3$$

$$C0(\omega) > 0.01$$

$$\omega_{\max} := \text{Maximize}(C0, \omega)$$

### Результати пошуку максимуму $C0$

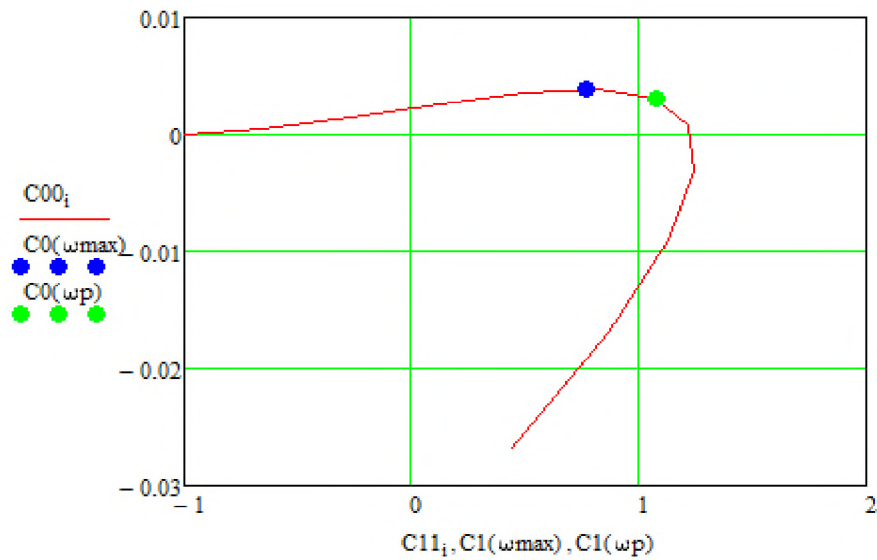
Частота та оптимальні параметри регулятора, які забезпечують мінімум інтегрального квадратичного критерія

Частота .....  $\omega_{\max} = 4.81 \times 10^{-3}$

$\omega_p := 1.25 \cdot \omega_{\max}$        $\omega_p = 6.012 \times 10^{-3}$

Параметри налагодження регулятора для  $\omega_{\max}$      $C1(\omega_{\max}) = 0.767$      $C0(\omega_{\max}) = 3.869 \times 10^{-3}$

Параметри налагодження ПІ регулятора:       $C0(\omega_p) = 3.032 \times 10^{-3}$      $C1(\omega_p) = 1.073$



## Додаток Г

### Розрахунок параметрів налаштувань регуляторів каскадної АСР методом Ротача

Передавальні функції об'єкта керування, отримані в попередніх розрахунках за основним та допоміжним каналом мають вигляд

$$W_0(p) := \frac{e^{-50 \cdot p}}{(123.741 \cdot p + 1)^3}$$

$$W_{01}(p) := \frac{e^{-2 \cdot p} \cdot (8.681 \cdot p + 1)}{(10.543 \cdot p + 1)^4}$$

### Знаходимо ФЧХ і АЧХ основного та допоміжного каналів

АЧХ об'єктів

$$A_0(\omega) := \left[ \left( 15311.835081 \cdot \omega^2 + 1 \right)^3 \right]^{\frac{-1}{2}}$$

$$A_{01}(\omega) := \frac{\sqrt{75.359761 \cdot \omega^2 + 1}}{\sqrt{\left( 111.154849 \cdot \omega^2 + 1 \right)^4}}$$

ФЧХ об'єктів

$$\phi_0(\omega) := -50 \cdot \omega - 3 \cdot \text{atan}(123.741 \cdot \omega)$$

$$\phi_{01}(\omega) := \text{atan}(8.681 \cdot \omega) - 2 \cdot \omega - 4 \cdot \text{atan}(10.543 \cdot \omega)$$

Для системи з регуляторами типу П-ПІ за методом Ротача правдиві співвідношення:

$$\phi_{p1}(\omega) := 0$$

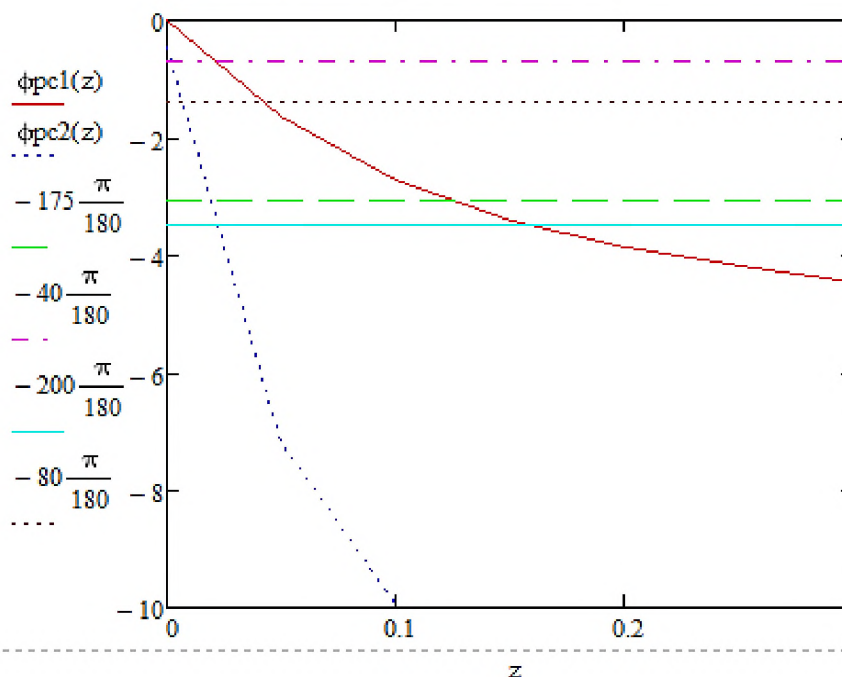
$$\phi_{rc1}(\omega) := [(\phi_{01}(\omega)) + \phi_{p1}(\omega)]$$

$$\phi_{p2}(\omega) := -26.5 \cdot \frac{\pi}{180}$$

$$\phi_{rc2}(\omega) := [(\phi_0(\omega)) + \phi_{p1}(\omega) + \phi_{p2}(\omega)]$$

+

Будуємо ФЧХ розімкнутих систем  $z := 0, 0.05 \dots 6$



Приймаємо  $\omega_p := 0.0935$  За відомою амплітудою  $Arc(\omega_p) := 0.808$  та кутами  $\alpha, \beta, \gamma$  знаходимо амплітуди розімкнутих систем на робочій частоті за векторною діаграмою

$$\alpha := \left| -\text{фрс}1(\omega_p) - 150 \frac{\pi}{180} \right| \quad \beta := -\text{фрс}2(\omega_p) - 150 \frac{\pi}{180} \quad \gamma := \pi - \alpha - \beta$$

$$Arc1(\omega_p) := Arc(\omega_p) \cdot \frac{\sin(\beta)}{\sin(\gamma)} \quad Arc2(\omega_p) := Arc(\omega_p) \cdot \frac{\sin(\alpha)}{\sin(\gamma)}$$

Тоді налаштування регуляторів у каскадній системі буде таким:

II – регулятор, внутрішній

$$K_{p1} := \frac{Arc1(\omega_p)}{A_{01}(\omega_p)}$$

III – регулятор, зовнішній

$$T_i := \frac{2}{\omega_p} \quad K_{p2} := \frac{Arc2(\omega_p)}{K_{p1} \cdot A_0(\omega_p) \cdot \frac{\sqrt{T_i^2 \cdot \omega_p^2 + 1}}{T_i \cdot \omega_p}}$$

$$K_{p1} = 2.439$$

$$T_i = 21.39$$

$$I := \frac{1}{T_i} = 0.047$$

$$K_{p2} = 0.086$$

## Додаток Д

```
%run('sklad2.m')
run('sklad1.m')
run('findmax.m')
mu = (1/100)*(16.04*ch4+30.07*c2h6+44.1*c3h8+58.12*
*c4h10+72.15*c5h12+28.016*n2+32*o2+44.01*co2);
Cp=(12.01/mu)*(ch4+c2h6*2+c3h8*3+c4h10*4+co2);
Hp=(1.008/mu)*(ch4*4+c2h6*6+c3h8*8);
Np=(28.016/mu)*n2*2;
Op=(32/mu)*2*o2;
Sp=(32.06*mu)*s;
E=(12.01*Hp+0.126*Op)/(4.032*Cp);
Lo=0.1151*Cp*(1+E);
Qrn=(81*Cp+246*Hp+26*(Sp-Op))*4.1868*1000;
QL=[Lo Qrn];
LQ=[Qrn Lo];
```

## Додаток Е

```
%=====
%Пошук max унімодальної функції однієї змінної методом
%золотого січення. Функція f(x) повинна бути записана в
%M-файлі fun_minF
%=====
%Вхід:del-похибка пошуку x
%      epselon-допустиме відхилення для ординат
%      x0-стартова точка для x
%Вихід:xs-точка max функції
%      fs-max значення функції
epselon=1e-9;
del=1e-9;
x0=0.9;
ld(1)=x0;
delta_x=0.01;
N_max=1000;
%-----
%Підпрограма пошуку початкового інтервалу L=[a;b]
%-----
for i=1:3
ld(i)=ld(1)+(i-1)*delta_x;
f(i)=fun_minF(ld(i));
end
if (f(1)>f(2)) & (f(2)>f(3))
delta_x=-delta_x;
end
for k=1:N_max
if (f(1)<f(2)) & (f(2)>f(3))
break
end
for i=1:3
ld(i)=ld(i)+delta_x;
      f(i)=fun_minF(ld(i));
end
end
x0=ld(1);
x=ld(3);
%-----
%Пошук max функції методом золотого січення
%-----
r=(sqrt(5)-1)/2;
r1=r^2;
if x0<x
      xii=x;
      x=x0;
      x0=xii;
end
a=x0;
b=x;
L=b-a;
x1=a+r1*L;
x2=a+r*L;
f1=fun_minF(x1);
f2=fun_minF(x2);
fa=fun_minF(a);
fb=fun_minF(b);
while (abs(fb-fa)>epselon) | (L>del)
if f1<f2
      b=x2;
fb=f2;
      x2=x1;
f2=f1;
L=b-a;
x1=a+r1*L;
f1=fun_minF(x1);
```

```
else
    a=x1;
fa=f1;
    x1=x2;
    f1=f2;
    L=b-a;
    x2=a+r*L;
    f2=fun_minF(x2);
end
end
xs=(x1+x2)/2;
fs=fun_minF(xs);
a=[xs xs];
KKD=[fs fs];
disp('Вивести результати обчислень?')
disp('Якщо так - введіть "1"; інакше - "0"');
k=input('k=');
if k==1
disp('a_opt= ')
disp(a);
disp('KKD_opt= ')
disp(KKD);

end
```