

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

МР.АКПм-45.00.00.000 ПЗ

Група АКПм-24-2

Дмитро Кандюк

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

Кандюк Дмитро Дмитрович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК 681.5:665.658.3.012

(індекс)

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

Удосконалення системи управління технологічним процесом

(назва роботи)

гідроочищення бензину

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

(підпис)

(дата)

(ініціали та прізвище)

Здобувач освітнього ступеня

АКПм -24-2

(шифр групи)

(підпис)

(дата)

Д.Д. Кандюк

(ініціали та прізвище)

Науковий керівник

доцент, к.т.н

(посада)

(підпис)

(дата)

(ініціали та прізвище)

Л.Я. Чигур

Допущено до захисту

Завідувач кафедри

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

(ініціали та прізвище)

А.І. Лагойда

Рецензент

доцент, к.т.н

(посада)

(підпис)

(дата)

(ініціали та прізвище)

В.С. Борин

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

Івано-Франківськ - 2025

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу

(повне найменування вищого навчального закладу)

Факультет автоматизації та енергетики

Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Освітній рівень магістерський

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

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри АКІТ

(А.І. Лагойда)

« ____ » _____ 2025 року

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

Кандюку Дмитру Дмитровичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Удосконалення системи управління технологічним процесом гідроочищення бензину

керівник роботи Чигур Людмила Ярославівна, к.т.н., доцент

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

затверджені наказом закладу вищої освіти від « 10 » 11 2025 року № 699/7

2. Строк подання студентом роботи 10.12.2025 р.

3. Вихідні дані до роботи Матеріали переддипломної практики, аналіз науково-технічної літератури

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити)

4.1. Технічна характеристика об'єкта керування

4.2. Літературний огляд методів контролю технологічного процесу та постановка напрямку дослідження

4.3. Математичне моделювання удосконаленої системи

4.4. Синтез автоматизованої системи керування

4.5. Розроблення технічної документації АСК

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

Не передбачено завданням

6. Консультанти розділів роботи

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

7. Дата видачі завдання 22.10.2025

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів магістерської роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Технічна характеристика об'єкта керування	30.10.2025 р.	
2	Літературний огляд методів контролю технологічного процесу та постановка напрямку дослідження	20.11.2025 р.	
3	Математичне моделювання удосконаленої системи	28.11.2025 р.	
4	Синтез автоматизованої системи керування	01.12.2025 р.	
5	Розроблення технічної документації АСК	08.12.2025 р.	

Студент _____
(підпис)

Кандюк Д. Д.

(прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____
(підпис)

Чигур Л.Я.

(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Магістерська робота: 81 ст., 72 рис., 11 табл., 12 джерел

Тема. Удосконалення системи управління технологічним процесом гідроочищення бензину.

Об'єкт дослідження є хімічний реактор гідроочищення бензину, включаючи його динамічні характеристики та взаємозв'язки між керуючими та регульованими параметрами.

Метою вдосконалення системи автоматичного управління температурним режимом багатозв'язкового реактора гідроочищення бензину.

Методи дослідження включають системний аналіз, ідентифікацію на основі виробничих даних для отримання математичної моделі, теорію автоматичного управління для синтезу класичних, модальних та МРС-регуляторів, а також чисельне моделювання (MATLAB/Simulink) для порівняльного аналізу ефективності розроблених систем.

Результати магістерської роботи. У процесі дослідження синтезовано пристрій (розв'язувач), який мінімізував взаємний вплив каналів, перетворивши об'єкт на два незалежні контури. Моделювання кінцевої САУ, що включає декаплер та налаштовані регулятори, підтвердило досягнення високої точності, швидкодії та нульової статичної помилки, що є критично важливим для стабільної роботи реактора.

Висновки. Вдосконалена САУ дозволяє підтримувати температурний режим реактора в строго заданих межах, що є критично важливим для запобігання деградації каталізатора; оптимізації виходу продукції та забезпечення її відповідності екологічним стандартам. Таким чином, розроблена система управління з компенсацією зв'язків є практично значущим та ефективним рішенням для підвищення продуктивності та надійності ключового технологічного процесу нафтопереробки.

Ключові слова: гідроочищення бензину, реактор, автоматичне управління, математичне моделювання, ідентифікація об'єкта, компенсація взаємозв'язків.

ANNOTATION

Master's work: 81 items, 72 fig., 11 tables, 12 sources.

Subject. Improvement of the control system for the technological process of gasoline hydrotreating.

The object of the study is a chemical reactor for gasoline hydrotreating, including its dynamic characteristics and the relationships between the control and regulated parameters.

The purpose of improving the system for automatic temperature control of a multi-link reactor for gasoline hydrotreating.

The research methods include system analysis, identification based on production data to obtain a mathematical model, the theory of automatic control for the synthesis of classical, modal and MPC controllers, as well as numerical modeling (MATLAB/Simulink) for a comparative analysis of the effectiveness of the developed systems.

Results of the master's thesis. In the process of the study, a device (solver) was synthesized that minimized the mutual influence of the channels, turning the object into two independent circuits. Modeling of the final ACS, including a decoupler and tuned controllers, confirmed the achievement of high accuracy, speed and zero static error, which is critically important for the stable operation of the reactor.

Conclusions. The improved ACS allows maintaining the reactor temperature within strictly specified limits, which is critically important for preventing catalyst degradation; optimizing product yield and ensuring its compliance with environmental standards. Thus, the developed control system with linkage compensation is a practically significant and effective solution for increasing the productivity and reliability of the key technological process of oil refining.

Keywords: gasoline hydrotreating, reactor, automatic control, mathematical modeling, object identification, linkage compensation.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ.....	8
ВСТУП	9
РОЗДІЛ 1	
ТЕХНІЧНА ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТА УПРАВЛІННЯ	
1.1 Реактор гідроочищення бензину як об'єкт керування.....	13
1.2 Опис технологічного процесу гідроочистки бензину.....	16
Висновки до розділу 1.....	18
РОЗДІЛ 2	
ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД МЕТОДІВ КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ТА ПОСТАНОВКА НАПРЯМКУ ДОСЛІДЖЕННЯ	
2.1 Критичний аналіз літературних джерел	19
2.2 Постановка завдання для магістерської роботи.....	22
Висновки до розділу 2.....	23
РОЗДІЛ 3	
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ УДОСКОНАЛЕНОЇ СИСТЕМИ	
3.1 Математична модель реактора гідроочищення бензину.....	24
3.2 Синтез МІМО-системи у просторі станів.....	28
3.3 Аналіз показників якості САК процесу гідроочищення бензину.....	33
3.4 Синтез багатовимірного модального регулятора.....	38
3.5 Синтез MPC контролера.....	43
Висновки до розділу 3.....	49
РОЗДІЛ 4	
СИНТЕЗ АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ	
4.1 Параметри налаштування регулятора.....	50

Висновки до розділу 4.....69

РОЗДІЛ 5

РОЗРОБЛЕННЯ ТЕХНІЧНОЇ ДОКУМЕНТАЦІЇ АСК

5.1 Функціональна схема АСК процесом гідроочищення бензину.....70

5.2 Вибір технічних засобів автоматизації.....74

Висновки до розділу 5.....79

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....80

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....81

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ

САУ - система автоматичного управління

APC - Advanced Process Control (удосконалене управління технологічними процесами)

MPC - Model Predictive Controller (модальний предиктивний контролер)

MIMO — Multiple Input Multiple Output (багатовимірний/багатозв'язковий система з множинними входами та множинними виходами)

SISO — Single Input Single Output (одновимірний система з одним входом та одним виходом)

ВСТУП

Актуальність теми. Магістерська робота, присвячена розробці вдосконаленої системи автоматичного управління температурним режимом хімічного реактора гідроочищення бензину, визначається критичною необхідністю підвищення ефективності, надійності та екологічності сучасних нафтопереробних процесів.

Реактор гідроочищення є ключовим апаратом, що забезпечує видалення сірко- та азотовмісних сполук для отримання продукції, яка відповідає жорстким європейським стандартам якості.

Проте, як встановлено, об'єкт управління являє собою складну багатозв'язкову систему, де керуючі впливи (витрата палива в піч та подача водневмісного газу) сильно впливають один на одного. Ігнорування цієї взаємозалежності у традиційних САУ призводить до незадовільної якості регулювання: великої статичної помилки та тривалих коливних перехідних процесів.

Це створює пряму загрозу для технологічного процесу, оскільки неточне підтримання температурного режиму (особливо перевищення критичних значень 345°C) спричиняє швидку деградацію дорогого каталізатора та утворення побічних продуктів, що призводить до незапланованих зупинок і значних економічних втрат. Таким чином, розробка та дослідження вдосконаленої системи управління, здатної ефективно компенсувати внутрішні взаємозв'язки за допомогою декаплюючих пристроїв та використовувати сучасні алгоритми, є актуальною науково-технічною задачею.

Обґрунтування вибору теми дослідження. Реактор гідроочищення є типовим багатозв'язковим об'єктом, де регулювання температури в першій зоні (через піч) одночасно впливає на температуру в другій зоні, і навпаки.

Існуючі базові системи, як правило, використовують незалежні контури, що ігнорує взаємозв'язки і призводить до низької якості регулювання та статичної похибки.

Процес гідроочищення є високочутливим до температури. Відхилення від заданого діапазону викликає незворотну деградацію каталізатора і стимулює небажані побічні реакції (коксоутворення). Необхідність усунення цих недоліків шляхом впровадження високоточного управління є прямою виробничою вимогою.

Мета і завдання дослідження. Метою дослідження є розробка, математичне моделювання та порівняльний аналіз вдосконаленої системи автоматичного управління (САУ) температурним режимом багатозв'язкового реактора гідроочищення бензину із застосуванням методів компенсації взаємозв'язків для забезпечення високої точності, швидкодії та мінімального перерегулювання технологічних параметрів.

Для досягнення мети необхідно: провести ідентифікацію об'єкта на основі виробничих даних та представити його модель у вигляді матриці передавальних функцій і в просторі станів; проаналізувати динаміку вихідної багатозв'язкової системи та оцінити якість її регулювання; синтезувати та налаштувати типові ПІ-регулятори, а також вдосконалені регулятори (МРС); розробити пристрій, що розв'язує (декаплер), на основі методу статичного діагонального спрощення; змоделювати й дослідити роботу кінцевої САУ, підтверджуючи досягнення необхідних показників якості, зокрема, нульової статичної похибки.

Об'єкт дослідження є система автоматичного управління температурним режимом хімічного реактора гідроочищення бензину, включаючи його динамічні характеристики та взаємозв'язки між керуючими та регульованими параметрами.

Предмет дослідження є математична модель, алгоритми синтезу та показники якості функціонування вдосконаленої системи автоматичного управління температурним режимом реактора гідроочищення бензину з компенсацією міжканальних зв'язків.

Методи дослідження. Методи дослідження охоплюють комплекс теоретичних, експериментально-розрахункових та аналітичних підходів. Основним теоретичним методом є системний аналіз, використаний для вивчення хімічного реактора гідроочищення як багатовимірної та багатозв'язкової системи, з визначенням усіх керуючих, регульованих і збурювальних впливів.

Фундаментальну роль відіграє теорія автоматичного управління, яка застосовується для математичного моделювання об'єкта у вигляді матриці передавальних функцій та в просторі станів, а також для синтезу класичних ПІ-регуляторів та сучасних алгоритмів.

Ключовим інженерним методом є розробка розв'язуючого пристрою на основі методу статичного діагонального спрощення, необхідного для компенсації перехресних зв'язків.

Експериментально-розрахункова частина базується на ідентифікації об'єкта з використанням реальних виробничих даних та чисельному моделюванні (комп'ютерному експерименті) у середовищі MATLAB/Simulink для побудови структурних схем, аналізу перехідних процесів та порівняльної оцінки якості функціонування кінцевої САУ за показниками швидкодії, перерегулювання та статичної помилки.

Новизна отриманих результатів магістерської роботи полягає в комплексному вирішенні проблеми управління багатозв'язковим об'єктом нафтопереробної промисловості шляхом інтеграції сучасних методів моделювання, компенсації зв'язків та синтезу регуляторів.

Вперше для реактора гідроочищення бензину 11-R-001 розроблено та досліджено розв'язуючий пристрій на основі методу статичного діагонального спрощення.

Новизна полягає в практичній реалізації цього підходу для компенсації внутрішніх перехресних зв'язків між каналами температури та потоку, що перетворює складний MIMO-об'єкт у два незалежні SISO-канали.

Отримано адекватну математичну модель реактора у вигляді матриці передавальних функцій і, що є ключовим, у просторі станів, використовуючи реальні виробничі дані.

Це відкриває нові можливості для застосування сучасних методів керування (наприклад, модального регулятора та MPC), що раніше не використовувалися або не були детально досліджені для цього конкретного промислового об'єкта.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами, грантами. Обраний напрямок дослідження має наукову підтримку, оскільки він інтегрований у тематичний план науково-дослідних робіт Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу (ІФНТУНГ).

Магістерська робота безпосередньо відповідає ключовим науковим пріоритетам кафедри автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій ІФНТУНГ. Актуальність та практична цінність тематики додатково підтверджується тим, що вона є логічним продовженням і базується на результатах виконання державної бюджетної наукової теми.

Практичні значення дослідження. Розроблена вдосконалена САУ що включає декаплюючий пристрій, забезпечує нульову статичну похибку та високу точність регулювання температурного режиму реактора 11-R-001.

Це критично важливо для гарантованого протікання хімічних реакцій в оптимальних умовах. Точний контроль температури запобігає її перевищенню понад критичне значення 345°C, що зменшує швидкість деградації та закоксування каталізатора.

Це прямо призводить до збільшення міжремонтного пробігу установки та зниження експлуатаційних витрат на заміну або регенерацію дорогого каталізатора. Компенсація взаємозв'язків дозволяє каналам управління реагувати узгоджено та швидко, мінімізуючи небажані коливання, які могли б порушити стабільність всього технологічного процесу гідроочищення.

Структура та обсяг магістерської роботи. Магістерська робота має традиційну структуру та містить: вступ, п'ять основних розділів, загальні висновки, список використаних джерел (включає 12 найменувань). Основний текст роботи займає 88 сторінок, які ілюстровані 72 рисунками та містять 11 таблиць.

РОЗДІЛ 1

ТЕХНІЧНА ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТА УПРАВЛІННЯ

1.1. Реактор гідроочищення бензину як об'єкт керування

Об'єкт управління – це система, над якою здійснюється контроль та регулювання з метою досягнення заданих технологічних параметрів та забезпечення безпечної та ефективної роботи процесу.

Реактор 11-R-001 установки гідроочищення бензину являє собою основний об'єкт управління, в якому відбуваються ключові хімічні реакції видалення сірко-, азот-, кисень- і галогеновмісних сполук з бензинових фракцій. Управління цим об'єктом є критично важливим для забезпечення необхідної якості продукції, що відповідає екологічним стандартам, а також для стабільної та безпечної роботи установки в цілому.

Процес гідроочищення в реакторі здійснюється при високих температурах та тисках у присутності каталізатора. Газосировинна суміш, що являє собою потік бензину, попередньо підігрітого до 316-320°C, і водневмісного газу, надходить у реактор після проходження печі 11-F-001.

Тиск на вході в реактор становить 32-40 кгс/см², а температура підтримується в строго заданих межах, регульованих з урахуванням теплового ефекту реакцій, що протікають.

У середині реактора суміш послідовно проходить через два шари каталізатора. У першому шарі здійснюється гідрування основних домішок – сірчистих сполук, азотовмісних, а також кисневих та галогенованих компонентів. В результаті цих реакцій утворюються H₂S, NH₃, H₂O та галогеноводні відповідно. Оскільки дані реакції екзотермічні, шарі каталізатора відбувається додаткове підвищення температури, що вимагає контролю і компенсації перегріву.

Температура у першому шарі реактора регулюється за допомогою зміни ступеня підігріву сировини у печі 11-F-001.

Це здійснюється через контур автоматичного регулювання сигналу від температурного датчика 11R-T1. На виході з першого шару та на вході до другого шару передбачена додаткова подача холодного водню в кількості 8000-8100 нм³/год.

Цей потік не тільки бере участь у хімічних реакціях, а й виконує функцію терморегуляції, знижуючи температуру потоку перед подачею на другий шар каталізатора.

Кількість водню, що вводиться на даному етапі, керується через регулятор витрати з корекцією температури, отриманої з датчика 11R-T3. Контур управління (рисунок 1.1), реалізований на реакторі, є багатопараметричним і включає: контур регулювання температури першого шару каталізатора, контур регулювання подачі водневмісного газу суміш.

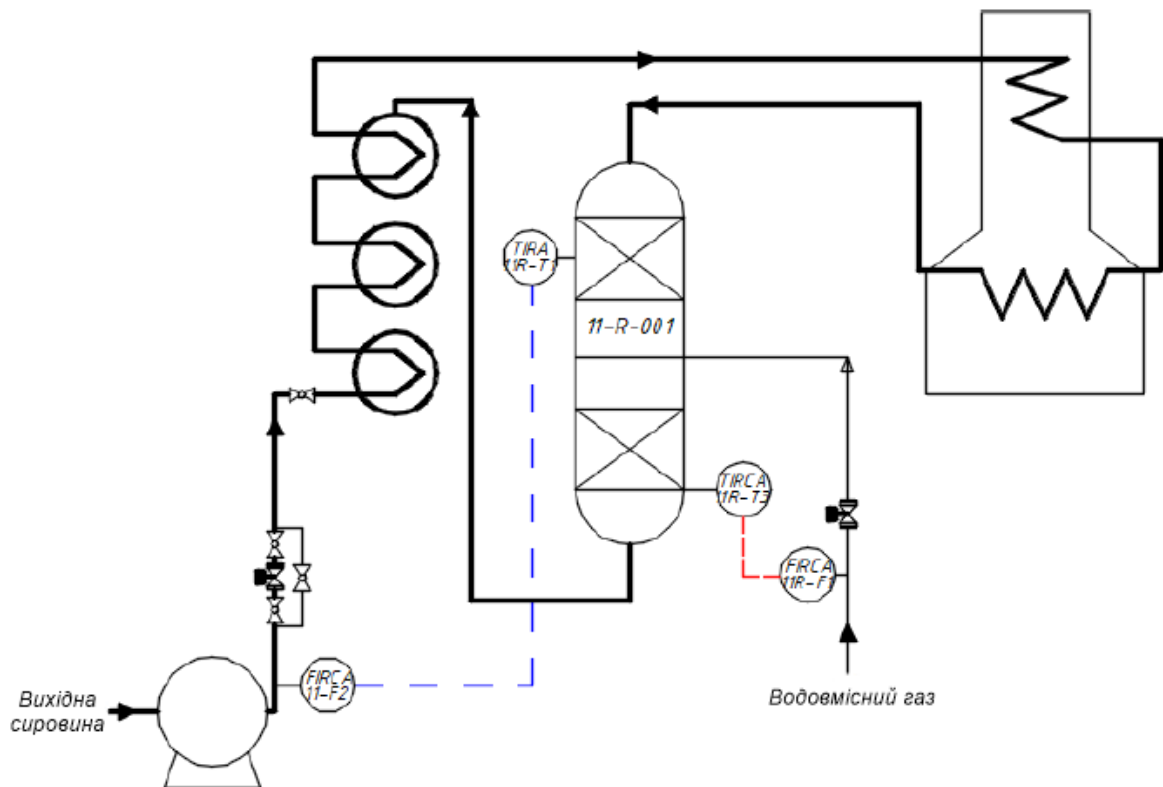


Рис. 1.1 Схема контурів регулювання температури першого шару каталізатора (синя лінія) та подачі водневмісного газу в суміш (червона лінія)

У першому контурі регулювання температура у першому шарі каталізатора управляється через зміну нагріву печі.

Вхідний змінний контур регулювання температури першого шару каталізатора є витрата палива в піч, а температура – це регульований параметр всередині реактора.

У другому шарі каталізатора продовжуються реакції глибокого гідроочищення і завершується видалення залишкових домішок. Температура в цій зоні строго контролюється за показаннями приладів 11R-T2, 11R-T3 (вхід до другого шару) та 11R-T4, 11R-T5 (вихід реактора).

Регулювання здійснюється за рахунок керування подачею холодного водню, забезпечуючи, щоб температура не перевищувала критичне значення 345° С. Це важливо як для збереження активності каталізатора, так і для запобігання утворенню побічних продуктів, наприклад, поліконденсатів або неуглеводневих сполук.

Реактор обладнаний великою системою автоматичного контролю та безпеки. Зокрема, при зниженні тиску нижче 30 кгс/см² спрацьовує сигналізація, а при подальшому падінні до 26 кгс/см² спрацьовує блокування з повною зупинкою процесу.

Це реалізовано на базі вимірювального приладу тиску 11F-P1, що забезпечує оперативне вжиття захисних заходів. Для контролю нормального перебігу реакції також передбачені сигналізатори підвищення температури вище 332 °С у другому шарі і вище 348 °С у першому шарі та на виході з реактора. Такі заходи запобігають перегріву, що призводить до деградації каталізатора, та забезпечують своєчасне втручання оператора або автоматичної системи. Вхідними керуючими впливами на реактор як об'єкт управління є: температура нагріву сировини, витрата водневмісного газу, склад та витрата вихідної сировини; співвідношення Н₂/вуглеводнів у газосировинній суміші.

До вихідних параметрів, що характеризує стан об'єкта та є цільовими показниками управління, відносяться: температура в зонах реактора, тиск на вході, в середній частині та виході реактора, якість очищеного бензину, ступінь завантаження та активності каталізатора.

До збурювальних впливів відносяться: коливання фракційного складу і температури бензину, що надходить, нестабільний склад водневого газу, коливання тиску та температури після теплообмінників та печі, деградація каталізатора з часом.

1.2. Опис технологічного процесу гідроочистки бензину

Технологічний процес гідроочищення бензину складається з кількох технологічних стадій, що впливають із вимог до якості товарного бензину та сировини, основними з яких є:

- очищення різних бензинових фракцій заводу від сірко-кисень-і азотовмісних органічних сполук методом, гідрування;
- стабілізація гідроочищеного бензину методом сепарації та ректифікації;
- виділення з гідроочищеного бензину фракції C₅-C₆, що володіє недостатнім октановим числом і погіршує моторні властивості товарного бензину методом ректифікації;
- очищення фракції C₅-C₆ від мікродомішок сірки методом сорбції на твердих адсорбентах.

Очищення різних бензинових фракцій від сірко-, кисень-, азот-, та металовмісних органічних сполук, що є отрутами для каталізаторів процесів риформінгу та ізомеризації, прийнята шляхом їх розкладання та переведення відповідно у вуглеводні, сірководень, воду та аміак методом гідрування на алюмокобаль 32-35 кгс/см² та температурі не вище 345°C у присутності надлишку водню, кратність якого по відношенню до сировини повинна підтримуватися: для прямогонних бензинів 40-75 нм³/м³ сировини; для крекінг-бензинів до 500 нм³/м³ сировини.

За цих умов також відбувається насичення воднем олефінових вуглеводнів, що містяться в основному в бензині від установки коксування.

Очищення бензину від незначних домішок металів, а також миш'яку, фосфору, кремнію відбувається за рахунок їх адсорбції на каталізаторі у вигляді сульфідів у кількості не більше 2 % від ваги каталізатора, після чого активність каталізатора з очищення бензину від сірки та азоту стає недостатньою, що потребує заміни каталізатора.

При підвищеному вмісті ненасичених вуглеводнів у сировині, нестачі водню та підвищеній температурі процесу на каталізаторі можуть протікати реакції конденсації та коксоутворення з відкладенням смол та коксу на каталізаторі та зниженням його активності. Активність каталізатора у разі може бути істотно відновлена шляхом його регенерації.

Вихідна сировина, характеристики якої наведені в таблиці 1.1, від установки ЕЛОУ АТ-2 через клапан регулятора витрати подається у фільтр 11-Z-001, очищається від механічних домішок та надходить у сировинну ємність 11-D-001. Витрата бензину за приладом 11-F1 (FIY) має становити 55 м³/годину. Фільтр 11-Z-001 забезпечений запобіжними клапанами.

Таблиця 1.1

Характеристика вихідної сировини

Показники якості	Технічні вимоги
Фракційний склад	
Температура початку кипіння, °С	Не менше 30
50% википає при температурі, °С	110 - 120
Температура кінця кипіння, °С	Не більше 180
Вміст:	
* Сірки загальної, % мас.	Не більше 0,084
* Азоту, ppm мас.	Не більше 1
Густина при 15°С, кг/м ³	Не більше 730

Місткість 11-D-001 служить для коагуляції та відділення води, що надходить з бензином, а також як буферна ємність для забезпечення надійної роботи сировинного насоса 11-P-001. Тиск у ємності підтримується 1,2-1,5 кгс/см² регулятором 11D-P1 (PIC) за рахунок піддавлення паливним газом через клапан. Рівень бензину в ємності підтримується 30-70% за приладами 11D-L2 та 11D-L3 із сигналізацією максимального 80% та мінімального рівня 20%. Крім того передбачено: сигналізація максимального рівня 80% за приладом 11D-L1; сигналізація та блокування з відключенням насоса 11-P-001 при зниженні рівня бензину в ємності нижче 3 % за приладом 11D-L4.

Висновки до розділу 1

У цьому розділі було розглянуто реактор гідроочищення бензину як ключовий об'єкт управління технологічного процесу. Проаналізовано його функціональне призначення та роль у досягненні кінцевої якості продукції.

Управління цим об'єктом є критично важливим для забезпечення відповідності продукції екологічним стандартам, а також для стабільної та безпечної роботи всієї установки.

Було детально проаналізовано особливості протікання екзотермічних реакцій у двох послідовних шарах каталізатора та необхідність компенсації теплового ефекту, що призводить до підвищення температури. Внаслідок цього, основним завданням управління є точне регулювання температурного режиму для запобігання деградації каталізатора та утворенню побічних продуктів.

Встановлено, що регулювання температури у першому шарі здійснюється шляхом зміни ступеня підігріву сировини у печі 11-F-001 (через контур 11R-T1). Для другого шару та між шарами використовується механізм додаткової подачі холодного водню ($8000\text{--}8100\text{ нм}^3/\text{год}$), який не лише бере участь у реакціях, але й виконує функцію терморегуляції, забезпечуючи, щоб температура не перевищувала критичне значення 345°C . У цьому розділі було охарактеризовано реактор як багатопараметричний об'єкт управління.

Проаналізовано його вхідні керуючі впливи: температура нагріву сировини, витрата водневмісного газу, склад та витрата сировини, а також співвідношення $\text{H}_2/\text{вуглеводнів}$. До вихідних параметрів, що є цільовими показниками, автор відніс температуру в різних зонах реактора, тиск, якість очищеного бензину та ступінь активності каталізатора. Було також ідентифіковано основні збурювальні впливи: коливання складу/температури сировини та водневого газу, коливання тиску/температури після теплообмінників і печі, а також природна деградація каталізатора з часом.

РОЗДІЛ 2

ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД МЕТОДІВ КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ТА ПОСТАНОВКА НАПРЯМКУ ДОСЛІДЖЕННЯ

2.1. Критичний аналіз літературних джерел

В умовах цифровізації промисловості та посилення вимог до енергоефективності, екологічності та якості продукції ключовим напрямком розвитку автоматизованих виробництв стає впровадження інтелектуальних систем управління.

Одним із найперспективніших рішень у цьому напрямі є системи вдосконаленого управління технологічними процесами, відомі також як Advanced Process Control. Ці системи є надбудовою над базовими рівнями управління і дозволяють перейти від реактивного підходу до управління до активного, заснованого на прогнозуванні поведінки технологічних об'єктів та оптимізації керуючих впливів.

Основу СУУ ТП становить модель прогнозуючого управління, яка реалізує принцип передбачення майбутнього стану технологічного об'єкта на певному тимчасовому проміжку. MPC-алгоритми формують оптимальні впливи, що управляють, враховуючи поточні вимірювання, динамічні моделі об'єкта, технологічні та експлуатаційні обмеження, а також можливі зовнішні обурення.

За рахунок цього забезпечується не тільки стабілізація параметрів, а й їхнє оптимальне ведення поблизу гранично допустимих значень, що дає значний економічний ефект.

З технічної точки зору APC-система є програмним модулем, що інтегрується в структуру існуючої автоматизованої системи управління технологічним процесом. Інтеграція здійснюється через стандартні інтерфейси, такі як OPC, що дозволяє використовувати СУУ ТП на існуючому обладнанні без його модернізації.

Архітектура таких систем включає прогнозуючу модель, модуль оптимізації, виконавчий контролер і інтерфейс оператора. Крім того, ключовими компонентами стають так звані віртуальні аналізатори, що дозволяють в режимі реального часу оцінювати показники якості продукції на основі параметрів, що легко вимірюються – температури, тиску, витрати та інших.

Однією з найбільш значних переваг впровадження СУУ ТП є можливість роботи в умовах невизначеності та нестабільних технологічних режимів. Сучасні промислові об'єкти, особливо в нафтохімічній та газовій галузях, часто стикаються з проблемами змінного запізнення, складних нелінійних взаємодій між параметрами, а також недостатнім описом вихідних даних, таких як властивості сировини або фазова поведінка компонентів.

Для таких випадків використовуються моделі, що ґрунтуються на усічених імпульсних функціях, які дозволяють будувати адекватні математичні уявлення процесів навіть за відсутності повної інформації про структуру об'єкта.

Практичні результати впровадження СУУ ТП демонструють високу ефективність таких систем. Наприклад, на установках підготовки газу до транспортування, що використовують процеси низькотемпературної сепарації і дроселювання, застосування АРС дозволяє забезпечити стабільну роботу при вхідних параметрах, що змінюються, скоротити втрати вуглеводнів, знизити енерговитрати і зменшити ручні втручання з боку операторів.

Система управління функціонує в автоматичному режимі, коригуючи уставки і компенсуючи зовнішні обурення у часі. Це призводить не лише до економії ресурсів, а й до значного зниження експлуатаційних ризиків та підвищення надійності обладнання [1].

Окрема увага приділяється застосуванню віртуальних аналізаторів – програмних модулів, які моделюють поведінку аналітичного обладнання та обчислюють якісні характеристики продукції без необхідності встановлення дорогих потокових аналізаторів.

Такі рішення є особливо актуальними для нафтопереробних підприємств, де необхідно в режимі реального часу відстежувати параметри фракційного складу, температури кипіння, вмісту домішок та інших показників. Віртуальні аналізатори дозволяють відмовитись від надмірної рециркуляції, мінімізувати втрати, а також забезпечити більш точне ведення процесу, скорочуючи відхилення від уставок [2].

Економічна ефективність застосування АРС-систем підтверджується рядом виробничих кейсів. Встановлено, що стабільність технологічних режимів може збільшуватися до 50% за рахунок зниження коливань керованих параметрів, вихід цінних продуктів – на 5-15%, а витрата енергоресурсів може бути знижено на 1-5%.

Крім того, час переходу на новий режим скорочується на 20-60%, а термін окупності проекту становить від 3 до 6 місяців, що робить впровадження APC виправданим навіть за умов обмеженого інвестиційного бюджету [3]. Особливо слід зазначити, що використання систем удосконаленого управління не обмежується поліпшенням показників окремих установок. При грамотній інтеграції APC стає частиною корпоративної стратегії цифровізації, взаємодіючи із рівнями MES та ERP (рисунок 2.1). У цьому випадку створюється єдиний інформаційний простір, що дозволяє приймати рішення як на рівні технологічного обладнання, так і на бізнес-процесах.

Аналіз існуючих розробок та практичних впроваджень систем удосконаленого управління технологічними процесами свідчить про те, що APC є не просто черговим етапом автоматизації, а новим підходом до управління виробництвом. Він поєднує в собі методи математичного моделювання, елементи штучного інтелекту, обробку великих даних та принципи ощадливого виробництва.

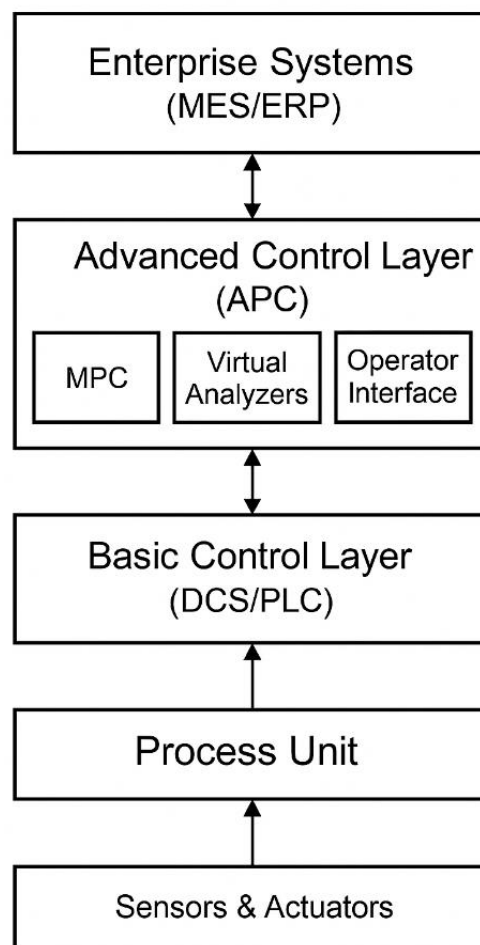


Рис. 2.1. Архітектура APC-системи

Рівень технологічного процесу включає устаткування, у якому відбувається основне виробництво – реактори, колони, теплообмінники, сепаратори тощо. Тут розміщуються датчики та виконавчі механізми, які забезпечують первинний зв'язок із системою управління.

Базовий рівень управління представлений програмованими логічними контролерами чи розподіленими системами управління. Вони обробляють сигнали з польового рівня, забезпечують стабілізацію найпростіших контурів та передають дані на верхній рівень.

До рівня вдосконаленого керування входять компоненти APC-системи: прогноуюча модель, що формує оптимальні керуючі дії; віртуальні аналізатори, що оцінюють якість продукції реального часу; оптимізатор, що враховує економічні цілі та обмеження; людино-машинний інтерфейс (HMI) для взаємодії оператора із системою.

Рівень виробничого менеджменту включає системи MES та ERP. Вони обмінюються інформацією з APC та можуть формувати завдання на оптимізацію, аналізувати продуктивність, розраховувати KPI та планувати завантаження обладнання.

2.2. Постановка завдання для магістерської роботи

В нафтопереробній промисловості, критично важливим є вдосконалення системи автоматичного управління (САУ) температурним режимом ключового апарату – реактора гідроочищення бензину 11-R-001.

Аналіз показав, що об'єкт управління являє собою багатовимірну та багатозв'язкову систему (MIMO 2x2), де існує суттєвий взаємний вплив між основними керуючими каналами: витратою палива в піч та витратою водневмісного газу.

Ці керуючі впливи одночасно впливають на обидва регульовані виходи: температуру в першій зоні та температуру в другій зоні. Проблема полягає у тому, що наявність цих перехресних зв'язків призводить до погіршення якості регулювання в існуючих контурах, зокрема, викликає ненульову статичну похибку у та значне перерегулювання, що є неприпустимим для хімічного реактора, де необхідна висока точність і стабільність технологічних параметрів.

Мета роботи полягає у розробці та дослідженні вдосконаленої системи автоматичного управління температурним режимом реактора, здатної ефективно компенсувати внутрішні взаємозв'язки для забезпечення високої точності, швидкодії та мінімального перерегулювання.

Для досягнення цієї мети необхідно виконати наступні завдання: провести ідентифікацію об'єкта управління на основі виробничих даних, представивши його математичну модель у вигляді матриці передавальних функцій та в просторі станів; проаналізувати динаміку вихідної багатозв'язкової системи та оцінити якість її регулювання за прямими та непрямими показниками; синтезувати та налаштувати типові ПІ-регулятори для кожного незалежного контуру, порівнявши їх ефективність; синтезувати вдосконалені регулятори (наприклад, модальний регулятор та модельний предиктивний контролер (MPC)) та провести порівняльний аналіз їхньої ефективності; розробити розв'язуючий пристрій, на основі методу статичного діагонального спрощення, який дозволить мінімізувати вплив перехресних зв'язків і спростити управління багатозв'язковим об'єктом до управління двома незалежними каналами; змодельовати та дослідити роботу кінцевої САУ, що включає типові регулятори та синтезований розв'язуючий пристрій, підтверджуючи досягнення необхідних показників якості (нульова статична похибка, мінімальне перерегулювання та узгоджена динаміка каналів).

Висновки до розділу 2

Розглянуто концепцію та значущість систем удосконаленого управління технологічними процесами (APC, Advanced Process Control) як ключового напрямку цифровізації промислових виробництв.

Визначено APC-системи як надбудову над базовим рівнем управління, що дозволяє перейти від реактивного до прогнозуючого та оптимізаційного підходу, заснованого на моделі прогнозуючого управління (MPC).

Описано архітектуру APC-системи, яка включає прогнозуючу модель, модуль оптимізації, виконавчий контролер, а також ключові компоненти, такі як віртуальні аналізатори (для оцінки якості продукції в реальному часі за легко вимірюваними параметрами).

РОЗДІЛ 3

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ УДОСКОНАЛЕНОЇ СИСТЕМИ

3.1. Математична модель реактора гідроочищення бензину

Реактор установки гідроочищення бензину є складним об'єктом управління, в якому протікають екзотермічні реакції за участю водню і каталізатора. Для забезпечення якості продукції, стабільності технологічного режиму та підвищення ефективності процесу використовується система автоматичного керування, що охоплює декілька взаємозалежних контурів. За своєю структурою реактор є типовою МІМО-системою – системою з множинними входами та виходами, що впливають одна на одну. У першому контурі регулювання здійснюється керування температурою в першому шарі каталізатора. Регулююча дія подається через зміну витрати пального в піч. Тим самим змінюється температура нагріву сировини на вході в реактор, яка прямо впливає на температуру в першій реакційній зоні. Витрата палива в піч є вхідною змінною, а температура у першому шарі каталізатора – регульованим виходом. Другий важливий контур регулювання пов'язаний з подачею водневмісного газу в газосировинну суміш. Метою даного контуру є підтримання необхідної температури у другій зоні реактора. Для цього використовується введення холодного водню, який виконує роль додаткового реагенту, так і охолоджуючого агента. Керуючим впливом у цьому контурі є витрата водневмісного газу, а регульованим параметром – температура у другому шарі каталізатора. Необхідно враховувати взаємний вплив двох контурів регулювання. Якщо регулювання температури в першому контурі різко змінюється, другий контур може не встигнути компенсувати це, і можливе перегрівання або порушення технологічного режиму (рисунок 3.1).

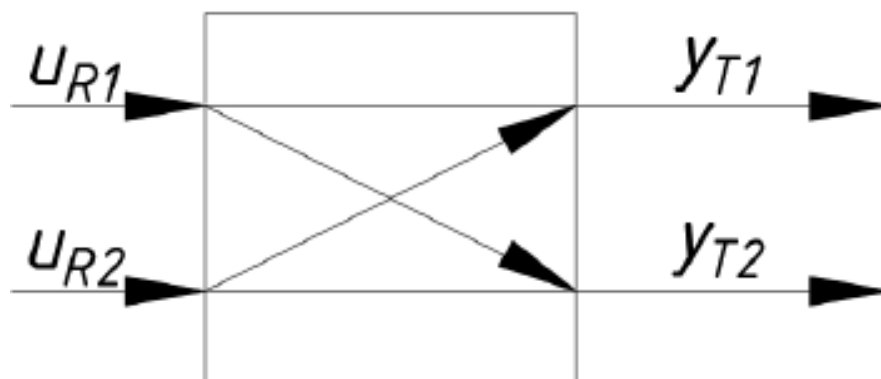


Рис. 3.1. Структурна схема багатовимірної та багатозв'язкової системи управління

На основі зібраних даних, представлених у таблиці 3.1, було створено математичну модель вхідних та вихідних параметрів з використанням алгоритмів ідентифікації у середовищі MATLAB.

Таблиця 3.1

Вихідні дані

Витрата палива, м ³ /год	Витрата Н ₂ газу, нм ³ /год	Температура в 1 зоні, °С	Температура в 2 зоні, °С
55.0	8000	316.0	330.0
57.0	8000	318.0	331.0
55.0	8050	315.0	325.0
58.0	8020	320.0	329.0
60.0	8080	321.0	324.0
62.0	8000	324.0	332.0
60.0	8100	320.0	322.0
63.0	8090	325.0	323.5
65.0	8060	327.0	325.0
66.0	8040	328.0	326.5
67.0	8020	330.0	328.0
68.0	8010	331.5	329.5
69.0	8000	333.0	331.0
70.0	7990	334.5	332.5
71.0	7980	345.0	334.0

В результаті ідентифікації були отримані передавальні функції першого порядку, що характеризують зв'язок між вхідними та вихідними змінними процесу гідроочищення бензину, структурну схему об'єкта управління представлено на рисунку 3.2.

$$G_{11}(s) = \frac{23.42}{s + 4.405}, \quad (3.1)$$

$$G_{12}(s) = \frac{1.36}{s + 0.2534}, \quad (3.2)$$

$$G_{21}(s) = \frac{2.686}{s + 6.603}, \quad (3.3)$$

$$G_{22}(s) = \frac{11.39}{s + 2.789} \quad (3.4)$$

Запишемо вираз моделі складної системи керування реактором гідроочищення бензину за формулою

$$\begin{vmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{vmatrix} \cdot \begin{vmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{vmatrix}, \quad (3.5)$$

$$\begin{vmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} \frac{23.42}{s + 4.405} & \frac{1.36}{s + 0.2534} \\ \frac{2.686}{s + 6.603} & \frac{11.39}{s + 2.789} \end{vmatrix} \cdot \begin{vmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{vmatrix} \quad (3.6)$$

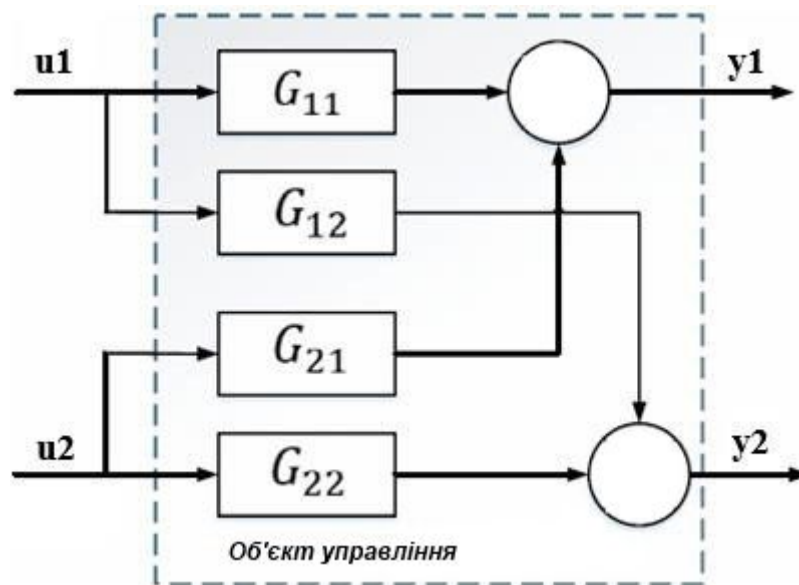


Рис. 3.2. Структурна схема реактора гідроочищення бензину

Тут: u_1 – витрата палива в печі; u_2 – витрата водневмісного газу; y_1 – температура у першій зоні реактора; y_2 – температура у другій зоні реактора; $G_{11}(s)$ – співвідношення витрати палива (u_1) до температури в I зоні (y_1); $G_{12}(s)$ – співвідношення витрати палива (u_1) до температури в II зоні (y_2); $G_{21}(s)$ – співвідношення витрати водовмісного газу (u_2) до температури в I зоні (y_1); $G_{22}(s)$ – співвідношення витрати водовмісного газу (u_2) до температури в II зоні (y_2).

Промодельюємо отриману систему із взаємозв'язками (рисунок 3.3) та отримаємо результати моделювання складної системи із взаємозв'язками (рисунок 3.4).

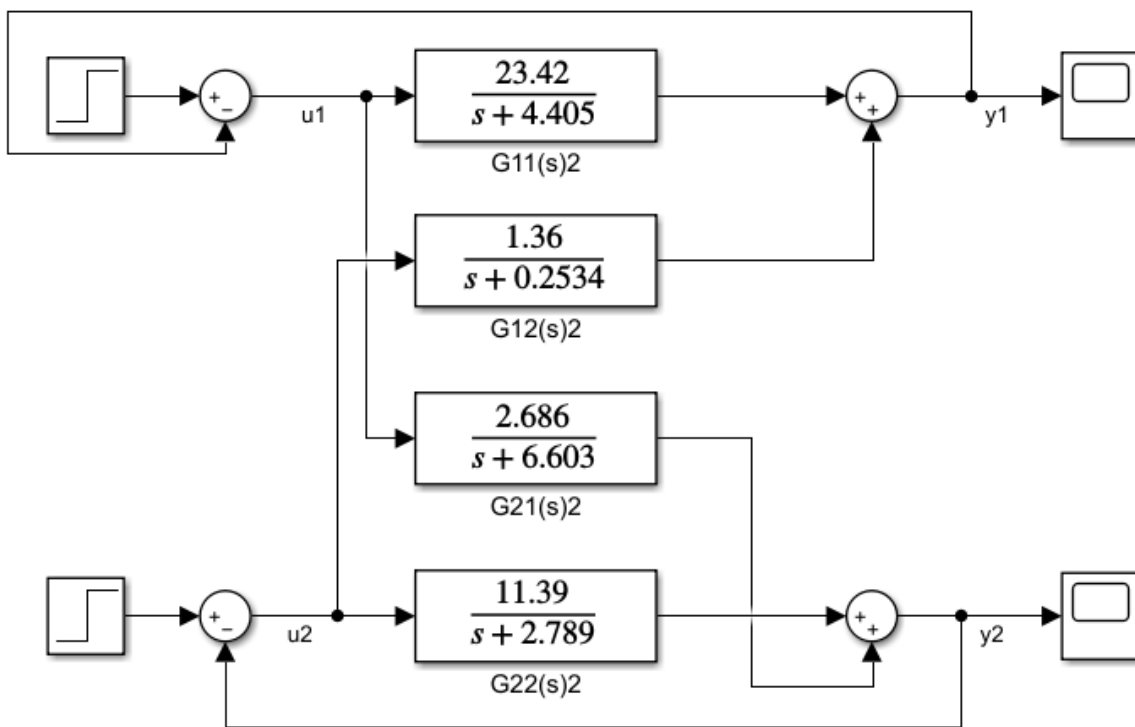


Рис.3.3. Схема моделювання складної системи із взаємозв'язками

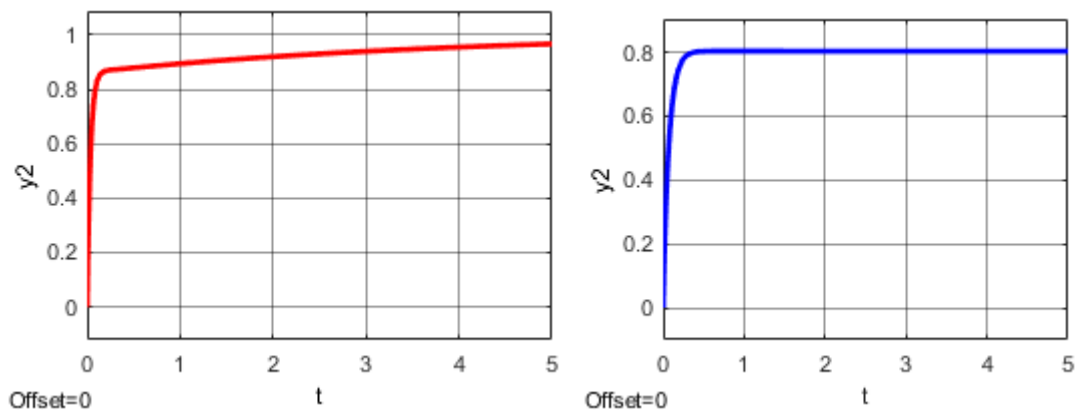


Рис. 3.4. Перехідні процеси складної системи із взаємозв'язками

Аналіз кривих, зазначених на малюнку 3.4, показує, що обидва виходи y_1 та y_2 реагують не тільки на свої входи u_1 та u_2 відповідно, але й на інші входи u_2 та u_1 відповідно. Це свідчить про наявність перехресних зв'язків між каналами управління. Зміна одного вхідного сигналу викликає відгук відразу на кількох виходах. На графіках це проявляється у вигляді викривлених перехідних характеристик, особливо у початковій фазі перехідного процесу. Такі перехресні взаємодії можуть викликати небажані відхилення у вихідних змінних та ускладнюють налаштування регуляторів.

3.2. Синтез МІМО-системи у просторі станів

Задано передатні функції (3.1), (3.2), (3.3), (3.4), що описують двовимірну математичну модель об'єкта управління реактора гідроочищення бензину.

$$G_{11}(s) = \frac{23.42}{s + 4.405}, \quad (3.1)$$

$$G_{12}(s) = \frac{1.36}{s + 0.2534}, \quad (3.2)$$

$$G_{21}(s) = \frac{2.686}{s + 6.603}, \quad (3.3)$$

$$G_{22}(s) = \frac{11.39}{s + 2.789} \quad (3.4)$$

Отримання математичної моделі у просторі станів необхідно виконати за наступним алгоритмом.

Крок 1. Для аналізу системи потрібно отримати вирази характеристичних поліномів, на основі яких визначаються полюси системи.

Полюси $G_{11}(s)$: $s_1 = -4.405$

$$b_1 = \frac{23.42}{(s + 4.405)|_{s_1}} = 23.42$$

Полюси $G_{12}(s)$: $s_2 = -0.2534$

$$b_2 = \frac{1.36}{(s + 0.2534)|_{s_2}} = 1.36$$

Полюси $G_{21}(s)$: $s_3 = -6.603$

$$b_3 = \frac{2.686}{(s + 6.603)|_{s_3}} = 2.686$$

Полюси $G_{22}(s)$: $s_4 = -2.789$

$$b_4 = \frac{11.39}{(s + 2.789)|_{s_4}} = 11.39$$

Отже, загальна розмірність матриці станів дорівнює 4x4. Крок 2. Необхідно отримати математичну модель багатовимірної системи управління у просторі станів у канонічній формі.

$$G(s) = \begin{vmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{vmatrix}, \quad (3.7)$$

$$G(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{Q(s)}{R(s)}, \quad (3.8)$$

$$y(s) = \begin{vmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{vmatrix} = G(s) \cdot u(s) = \begin{vmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{vmatrix} \cdot \begin{vmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{vmatrix}, \quad (3.9)$$

$$\begin{cases} y_1(s) = G_{11}(s) \cdot u_1(s) + G_{12}(s) \cdot u_2(s) \\ y_2(s) = G_{21}(s) \cdot u_1(s) + G_{22}(s) \cdot u_2(s) \end{cases} \quad (3.10)$$

Друга форма переходу визначається за формулою

$$\begin{cases} y_1(s) = x_1 + x_2 \\ y_2(s) = x_3 + x_4 \end{cases} \quad (3.11)$$

Отримані передавальні функції з першого кроку алгоритму підставимо на рівняння (3.10) і запишемо підсумкову рівність.

$$\begin{cases} y_1(s) = \frac{23.42}{s + 4.405} \cdot u_1(s) + \frac{1.36}{s + 0.2534} \cdot u_2(s) \\ y_2(s) = \frac{2.686}{s + 6.603} \cdot u_1(s) + \frac{11.39}{s + 2.789} \cdot u_2(s) \end{cases} \quad (3.12)$$

Крок 3. Виразимо через рівняння (3.11) та (3.12).

$$x_1(s) = \frac{23.42}{s + 4.405} \cdot u_1(s) \Rightarrow sx_1(s) = -4.405x_1(s) + 23.42u_1(s),$$

$$x_2(s) = \frac{1.36}{s + 0.2534} \cdot u_2(s) \Rightarrow sx_2(s) = -0.2534x_2(s) + 1.36u_2(s),$$

$$x_3(s) = \frac{2.686}{s + 6.603} \cdot u_1(s) \Rightarrow sx_3(s) = -6.603x_3(s) + 2.686u_1(s),$$

$$x_4(s) = \frac{11.39}{s + 2.789} \cdot u_2(s) \Rightarrow sx_4(s) = -2.789x_4(s) + 11.39u_2(s)$$

Крок 4. Запишемо математичну модель у просторі станів.

$$\begin{aligned}
 \dot{x}_1(t) &= -4.405x_1(t) + 23.42u_1(t) \\
 \dot{x}_2(t) &= -0.2534x_2(t) + 1.36u_2(t) \\
 \dot{x}_3(t) &= -6.603x_3(t) + 2.686u_1(t) \\
 \dot{x}_4(t) &= -2.789x_4(t) + 11.39u_2(t) \\
 y_1(t) &= x_1(t) + x_2(t) \\
 y_2(t) &= x_3(t) + x_4(t)
 \end{aligned} \tag{3.13}$$

Запишемо отриману систему (3.13) у матричному вигляді.

$$\begin{aligned}
 \begin{bmatrix} \dot{x}_1(t) \\ \dot{x}_2(t) \\ \dot{x}_3(t) \\ \dot{x}_4(t) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} -4.405 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.2534 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -6.603 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -2.789 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 23.42 & 0 \\ 0 & 1.36 \\ 2.686 & 0 \\ 0 & 11.39 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \end{bmatrix} \\
 \begin{bmatrix} y_1(t) \\ y_2(t) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

Випишемо матрицю станів (матриця Жордана).

$$A = \begin{bmatrix} -4.405 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.2534 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -6.603 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -2.789 \end{bmatrix}$$

Визначимо матрицю керування.

$$B = \begin{bmatrix} 23.42 & 0 \\ 0 & 1.36 \\ 2.686 & 0 \\ 0 & 11.39 \end{bmatrix}$$

Знайдемо матрицю спостережуваності.

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

Промодельємо математичну модель у просторі станів серед MATLAB, використовуючи командне вікно (рисунки 3.5, 3.6) і пакет Simulink (рисунки 3.7, 3.8).

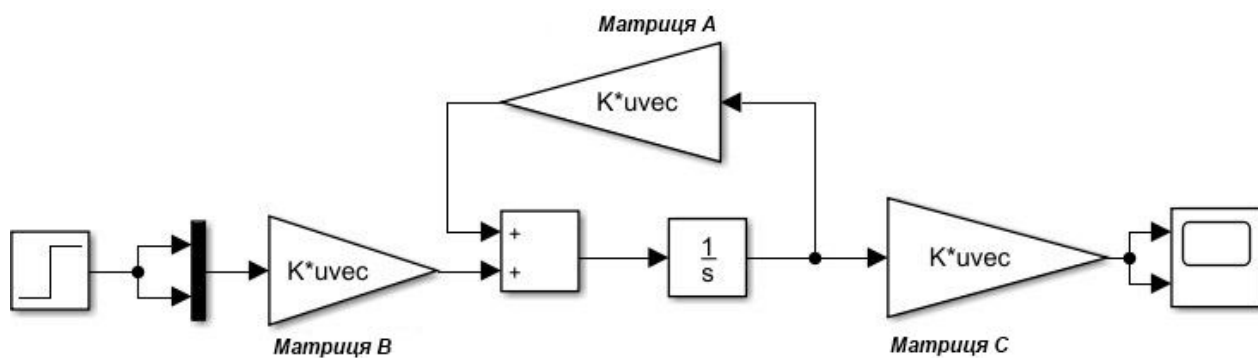


Рис. 3.5. Схема моделювання розімкнutoї МІМО-системи

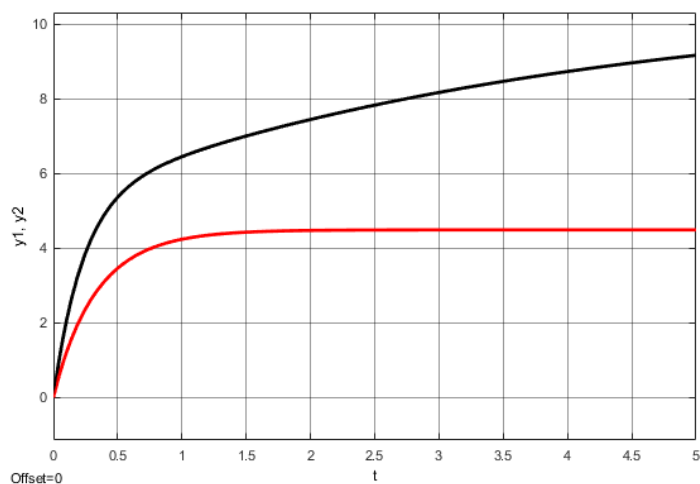


Рис.3.6. Перехідні процеси розімкнutoї МІМО-системи

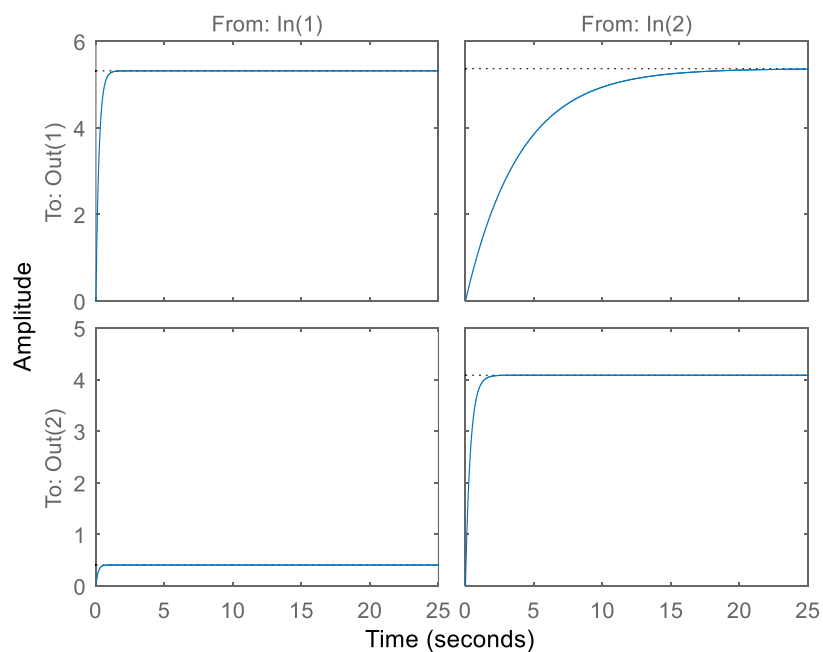


Рис. 3.7. Перехідні процеси розімкнutoї МІМО-системи

Розглянемо МІМО-систему, замкнувши її від'ємним зворотним зв'язком (рисунок 3.8) та проаналізуємо її перехідний процес (рисунок 3.9).

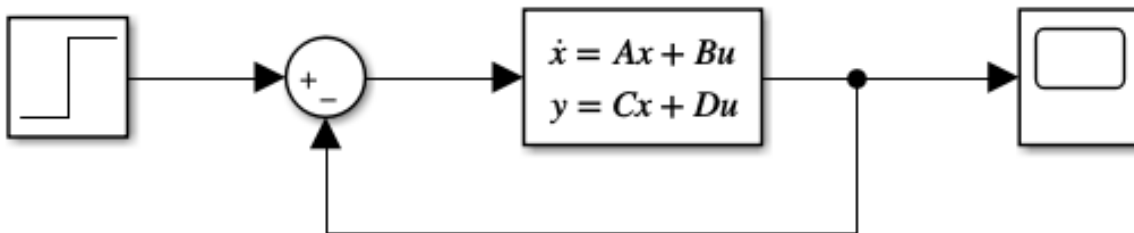


Рис. 3.8. Схема моделювання замкнутої МІМО-системи

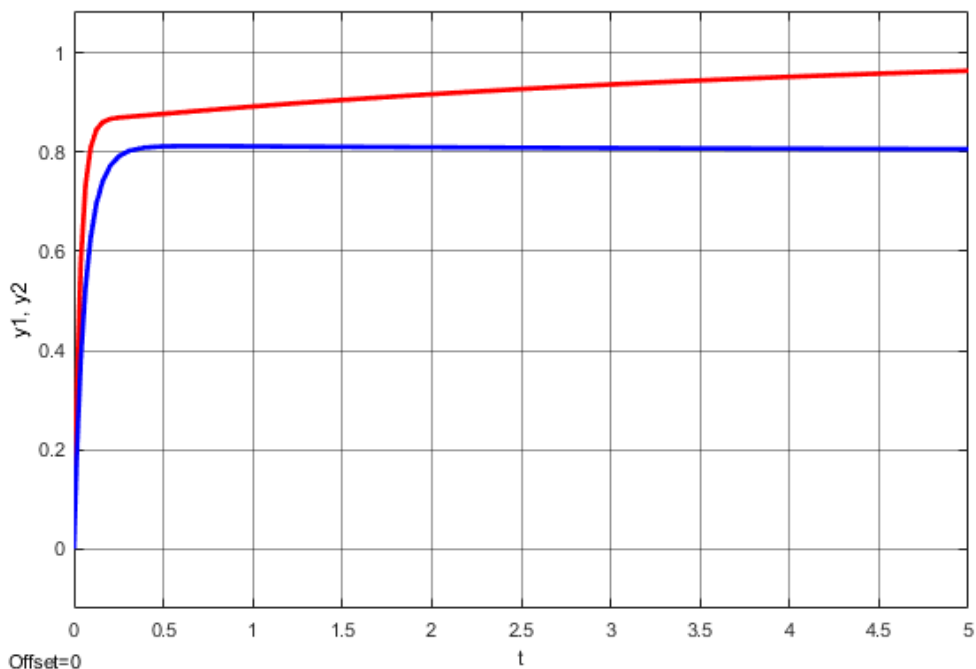


Рис.3.9. Перехідні процеси замкнутої МІМО-системи

Аналізуючи графіки перехідних процесів, представлені малюнку 3.10, можна назвати, що відгуки системи, отримані з урахуванням операторної форми (рисунок 3.4) і форми простору станів, повністю збігаються.

Це свідчить про математичну еквівалентність двох уявлень моделі. Інакше кажучи, перетворення системи з форми передавальних функцій у простір станів виконано коректно, а динамічні характеристики моделі залишилися незмінними.

Такий збіг підтверджує, що перехід від одного уявлення до іншого не вносить спотворень у поведінку системи і може використовуватися для подальшого аналізу або синтезу системи управління найбільш зручною формою.

3.3. Аналіз показників якості САК процесу гідроочищення бензину

Характер системи можна визначити з допомогою аналізу її перехідної характеристики. Побудувавши перехідну характеристику системи автоматичного регулювання, що відповідає за керування температурою в реакторі, можна оцінити, наскільки ефективно та стабільно працює система регулювання.

Для більш точної оцінки якості роботи системи керування застосовуються як прямі, і непрямі методи аналізу.

Прямі оцінки ґрунтуються на дослідженні перехідного процесу – таких характеристик, як час регулювання, ступінь коливань та величина перерегулювання температури у контрольних зонах реактора.

Ці параметри дозволяють зробити висновок про динамічну поведінку системи у відповідь на зміни впливів, що управляють, таких як витрата палива або подача водневмісного газу.

Непрямі оцінки якості, своєю чергою, виконуються з урахуванням аналізу полюсів замкнутої системи управління. Положення полюсів у комплексній площині дозволяє судити про ступінь стійкості, швидкість відгуку та наявність загасаючих коливань без необхідності будувати перехідну характеристику.

Як джерело інформації для оцінки якості управління в даній задачі виступає замкнута система автоматичного регулювання температурних параметрів реактора, яка включає взаємодіючі контури управління паливоподачею і подачею водневмісного газу.

Аналіз отриманих перехідних характеристик (рисунок 3.10) дозволяє оцінити, наскільки точно і стабільно підтримуються температурні режими в різних зонах реактора, що безпосередньо впливає на якість хімічних реакцій, що протікають, і вихід продукту.

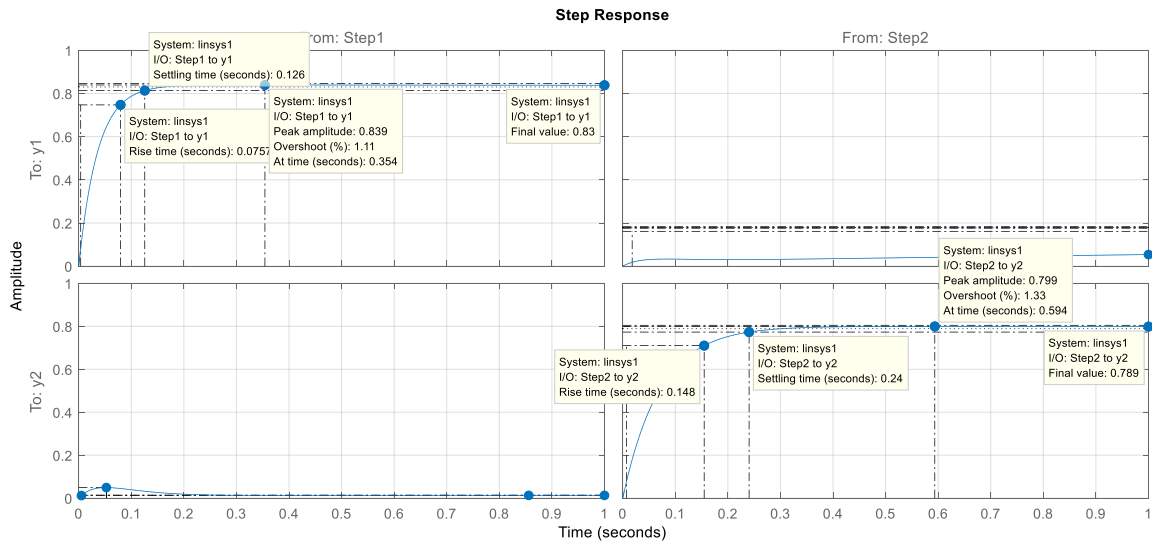


Рис. 3.11. Перехідні характеристики замкнутої системи

Усталена похибка, є однією з ключових характеристик динамічних властивостей системи автоматичного управління і безпосередньо пов'язана з її точністю. Вона відображає здатність системи забезпечувати відповідність вихідного сигналу заданому значенню в часі при дії вхідного сигналу.

Якщо після завершення перехідного процесу значення похибки залишається відмінним від нуля, це наявність постійного відхилення вихідної величини від заданої.

У проаналізованій замкнутої системи управління усталена похибка, не дорівнює нулю, що вказує на недостатню точність регулювання. Іншими словами, система не здатна повністю усунути помилку між бажаним і фактичним значеннями керованого параметра, що може негативно вплинути на якість технологічного процесу, особливо при управлінні чутливими об'єктами, такими як реактор установки гідроочищення бензину.

За підсумками аналізу прямих показників якості регулювання можна дійти невтішного висновку, що швидкодія системи автоматичного управління реактором перебуває в рівні.

Швидкодія визначає здатність системи оперативно реагувати на зміни вхідного сигналу – у разі на одиничний ступінчастий вплив. Згідно з результатами моделювання, час регулювання щодо першого керуючого впливу становить 0.126 секунд, щодо другого – 0.24 секунд, що вказує на дуже швидку реакцію системи. Це особливо важливо для об'єктів з фізико-хімічними процесами, що швидко протікають, як в реакторі установки гідроочищення.

Незважаючи на високий показник швидкодії, точність системи залишається недостатньою. Це проявляється в наявності усталеної похибки - кінцевого відхилення вихідного параметра від заданого значення після закінчення перехідного процесу.

В ідеалі якісна система регулювання повинна забезпечувати нульову усталену похибку, що означає повну відповідність вихідній змінній заданому рівню.

У САУ, що розглядається, спостерігається залишкове відхилення, що говорить про недостатню точності системи. Така поведінка може призвести до відхилення важливих технологічних параметрів від нормативних значень, що неприпустимо при керуванні реактором, де потрібна висока стабільність та точність температурних та витратних режимів.

Графіки ЛАЧХ та ЛФЧХ замкнутої системи для знаходження запасів стійкості по фазі та амплітуді зображені на малюнках 3.12, 3.13, 3.14 та 3.15.

На основі аналізу частотних характеристик системи можна отримати непрямі показники якості, які відіграють важливу роль у комплексній оцінці системи автоматичного управління.

Аналізуючи графіки, було визначено значення непрямих показників якості системи, які зведені до таблиці 3.2.

Таблиця 3.2

Запаси стійкості замкнутої системи

Запаси стійкості	Перший контур керування	Другий контур керування
G_m	inf	inf
P_m	inf	inf

Згідно з встановленими вимогами до стійкості систем автоматичного управління, мінімально допустиме значення запасу стійкості по амплітуді має становити не менше 10 децибелів, а по фазі – не менше 30 градусів.

У ході аналізу частотних характеристик системи управління реактором було виявлено, що обидва показники значно перевищують ці нормативи. Так, запас стійкості по амплітуді дорівнював нескінченності, що означає відсутність перетину амплітудної характеристики з критичним рівнем 0 децибел.

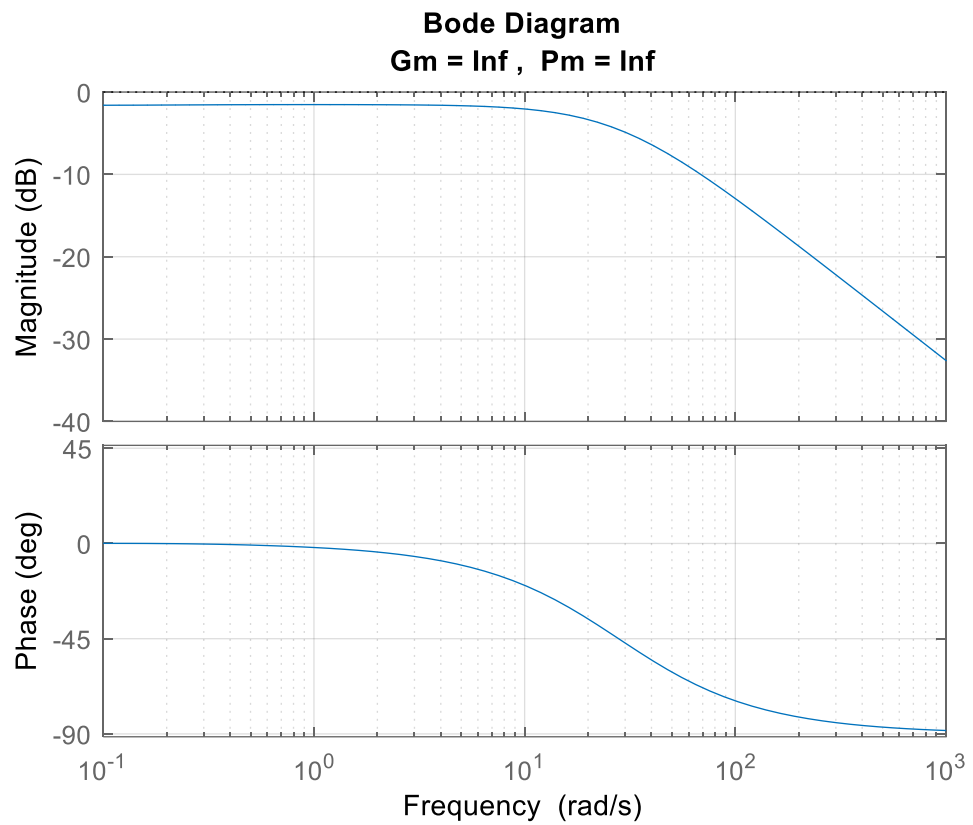


Рис. 3.12. ЛАЧХ та ЛФЧХ замкнутої системи відносно u_1 та y_1

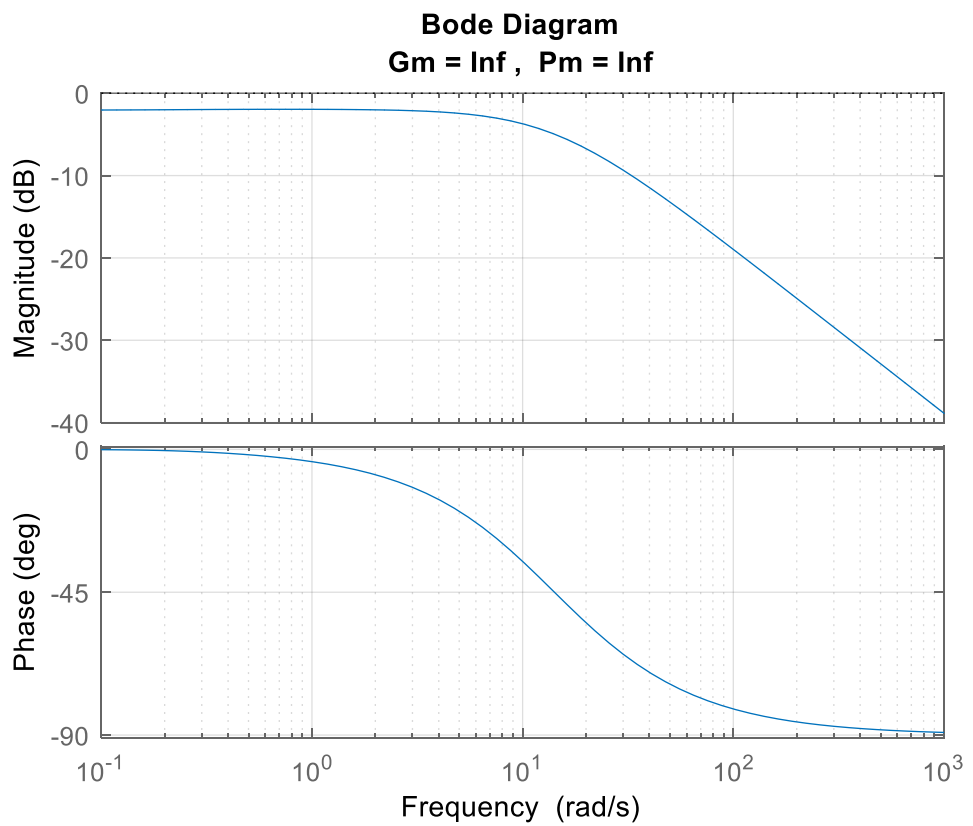


Рис. 3.13. ЛАЧХ та ЛФЧХ замкнутої системи відносно u_2 та y_2

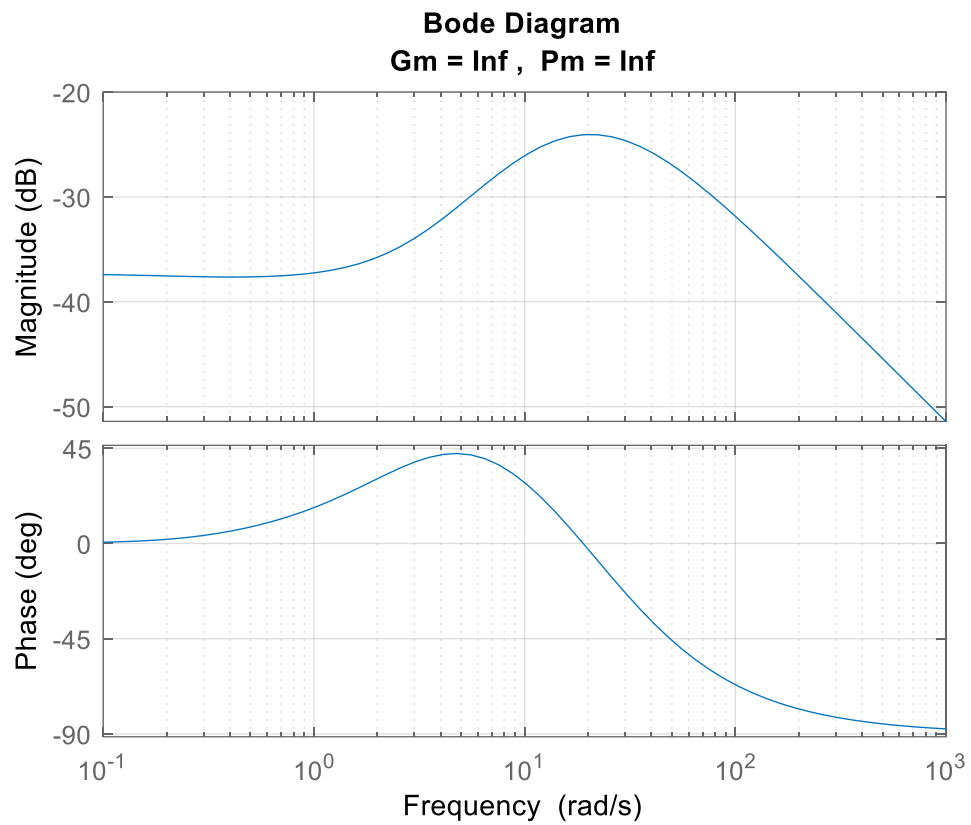


Рис. 3.14. ЛАЧХ та ЛФЧХ замкнутої системи відносно u_1 та u_2

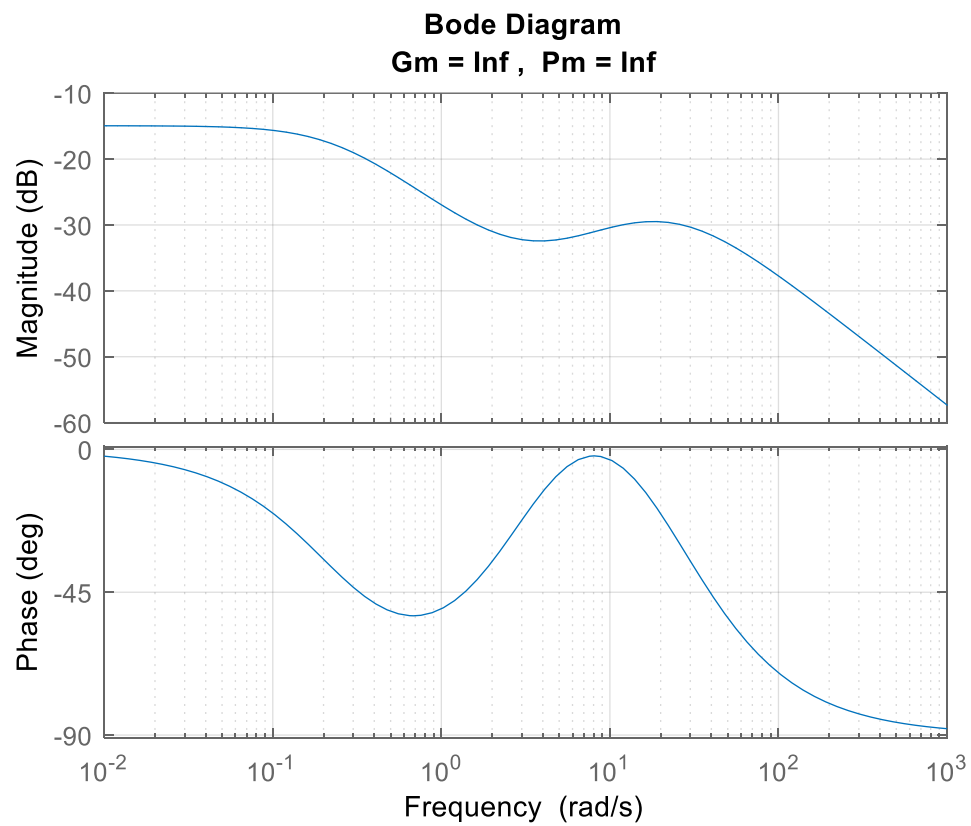


Рис. 3.15 ЛАЧХ та ЛФЧХ замкнутої системи відносно u_2 та u_1

Це свідчить про високу стійкість системи, тому що при будь-яких коливаннях вхідного сигналу система зберігає стабільність.

Аналогічно, запас стійкості по фазі також дорівнює нескінченності. Це вказує на те, що фазова характеристика не досягає критичної фази мінус 180° , при якій можлива втрата стійкості. За результатами аналізу можна зробити висновок, що система має високий рівень стійкості і з великим запасом витримує зовнішні та внутрішні збурення, що підтверджується графіками, представленими на малюнку 3.13.

На основі наведених показників якості до регулятора висувуються такі основні вимоги (таблиця 3.3).

Таблиця 3.3

Основні вимоги до синтезу регулятора

№	Оцінки якості		Канал №1	Канал №2	Регулятор №1	Регулятор №2
1	Час регулювання	T_{set}	0.126с	0.24с	1с	1с
2	Перерегулювання	P_{ov}	1.11%	1.33%	0-10%	0-15%
3	Коливання	μ	–	–	0.5	0.5
4	Усталена похибка	e_{ss}	0.17	0.211	0	0
5	Час наростання	T_R	0.0757с	0.148с	0.005с	0.005с

3.4 Синтез багатовимірного модального регулятора

Для побудови регулятора з використанням методу модального управління як керований об'єкт розглядається вихідна двовимірна математична модель, у вигляді моделі в просторі станів, що наведена до Жорданової форми.

$$\begin{pmatrix} \dot{x}_1(t) \\ \dot{x}_2(t) \\ \dot{x}_3(t) \\ \dot{x}_4(t) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -4.405 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.2534 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -6.603 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -2.789 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} 23.42 & 0 \\ 0 & 1.36 \\ 2.686 & 0 \\ 0 & 11.39 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \end{pmatrix}, \quad (3.14)$$

$$\begin{pmatrix} y_1(t) \\ y_2(t) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \end{pmatrix} \quad (3.15)$$

Для синтезу модального регулятора необхідно попередньо переконатися в керованості багатовимірного об'єкт.

Відповідно до критерієм Калмана, що розглядається двовимірна лінійна система з постійними коефіцієнтами у формулі (3.16) повинна задовольняти умову повної керованості.

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) \quad (3.16)$$

Умова керованості системи полягає в наступному

$$\text{rank}Q = \text{rank}(|B, AB, \dots, A^{n-1}B|) = n \quad (3.17)$$

де $\text{rank}Q$ – ранг матриці керованості;

n – розмірність системи керування.

Умова спостереження системи полягає в наступному

$$\det Q = \det \begin{pmatrix} C \\ CA \\ \dots \\ CA^{n-1} \end{pmatrix} \neq 0 \quad (3.18)$$

де $\det Q$ – визначник матриці спостережуваності.

Використовуючи оператори MATLAB, було отримано матрицю керованості (рисунок 3.16) та знайдено її ранг, також було обчислено матрицю спостерігальності та її визначник.

Згідно з критерієм керованості Калмана, досліджувана МІМО-системи повністю керована, оскільки ранг матриця керованості та розмірність матриці станів дорівнюють чотирьом.

Об'єкт управління за частотою пульсацією є повністю спостережуваним за станом, так як визначник матриці спостереження (Додаток А) не дорівнює нулю.

Завдання синтезу модального регулятора для багатовимірної системи управління ось у чому

$$u(t) = -Fx(t), \quad (3.19)$$

$$\begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \end{bmatrix} = -F \cdot \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \end{bmatrix} \quad (3.20)$$

де F – матриця параметрів, що налаштовуються.

Необхідно визначити бажану динаміку замкнутої системи на основі біноміальної стандартної форми, що забезпечує однаковість усіх коренів характеристичного рівняння. Біноміальні стандартні форми (Додаток А)

Число ω_0 підбирається виходячи з вимог до швидкодії системи: що більше ω_0 , тим швидше система реагує. При цьому характеристичне рівняння набуває вигляду бінома Ньютона $(s + \omega_0)^n$.

Бажані полюси замкнутої системи (Додаток А).

Визначимо вектор параметрів багатомірного модального регулятора, що настроюються, за наступним алгоритмом.

Перший крок алгоритму – отримання одномірної матриці b за формулою

$$b = B * q \quad (3.21)$$

де B – матриця управління вихідної МІМО-системи; q – матриця глибини зворотних зв'язків.

$$b = \begin{bmatrix} 23.42 & 0 \\ 0 & 1.36 \\ 2.686 & 0 \\ 0 & 11.39 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} 0.1 \\ 0.1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 2.342 \\ 0.136 \\ 0.2686 \\ 1.139 \end{bmatrix}$$

Крок 3. Формування допоміжного вектора виконується за формулою

$$d = c - a = \begin{vmatrix} c_4 \\ c_3 \\ c_2 \\ c_1 \end{vmatrix} - \begin{vmatrix} a_4 \\ a_3 \\ a_2 \\ a_1 \end{vmatrix} \quad (3.26)$$

$$d = \begin{vmatrix} 1900.9 \\ 1151.6 \\ 261.6 \\ 26.4 \end{vmatrix} - \begin{vmatrix} 20.5562 \\ 96.2716 \\ 63.2837 \\ 14.0504 \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} 1880.4 \\ 1055.3 \\ 198.3 \\ 12.4 \end{vmatrix}$$

Крок 4. Формування матриці H_2 визначається за формулою

$$H_2 = \begin{vmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ a_1 & 1 & 0 & 0 \\ a_2 & a_1 & 1 & 0 \\ a_3 & a_2 & a_1 & 1 \end{vmatrix} \quad (3.27)$$

$$H_2 = \begin{vmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 14.0504 & 1 & 0 & 0 \\ 63.2837 & 14.0504 & 1 & 0 \\ 96.2716 & 63.2837 & 14.0504 & 1 \end{vmatrix}$$

Крок 5. Обчислення добутку двох матриць обчислюється за формулою

$$Q = H_2^T H_1^T \quad (3.28)$$

Знаходження твору двох матриць

Крок 6. Визначення зворотної матриці Q^{-1} .

Крок 7. Визначення елементів вектора параметрів, що налаштовуються обчислюється за формулою

$$k = Q^{-1}d \quad (3.29)$$

Крок 8. Необхідно перевірити правильність розв'язання задачі за формулою

$$\det(sI - D) = \det(sI - A + Bk^T) \quad (3.30)$$

Третій крок – отримання матриці настроюваних параметрів для багатовимірного регулятора за формулою

$$F = q \cdot k^T \quad (3.31)$$

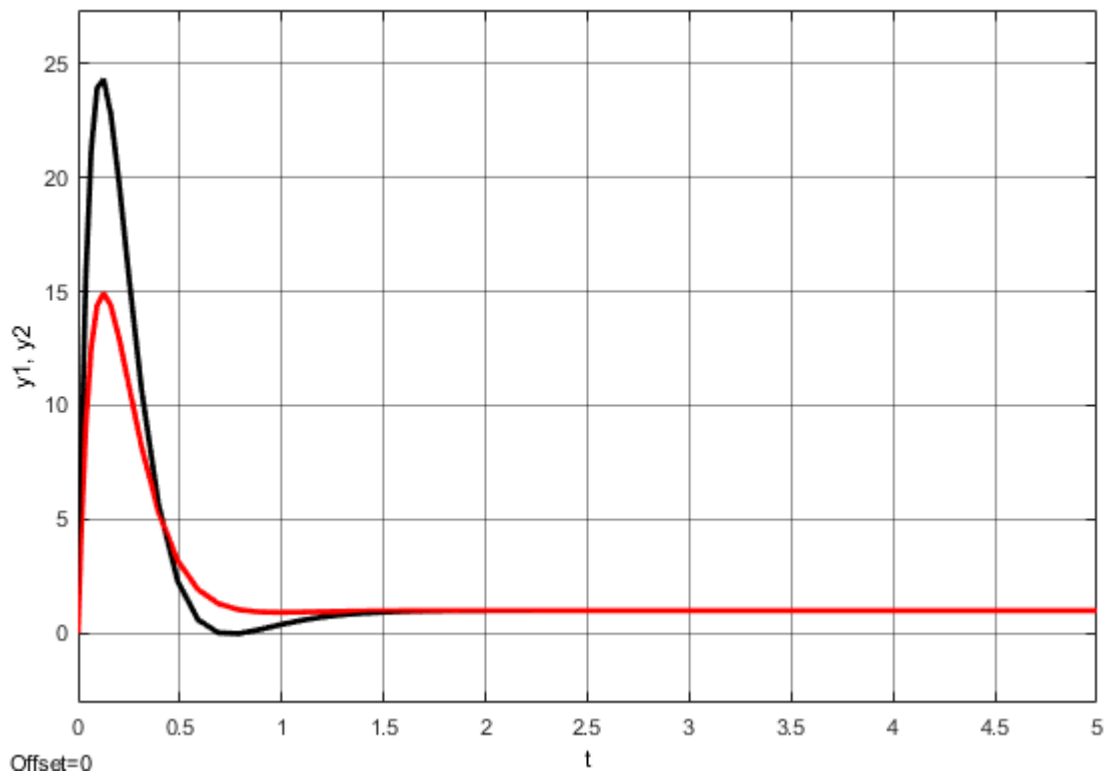


Рис. 3.17. Перехідні процеси системи з модальним регулятором та масштабуючим коефіцієнтом

З метою підвищення точності, покращення плавності відгуку та зниження амплітуди перерегулювання доцільно розглянути синтез предиктивного регулятора. Цей клас регуляторів дозволяє реалізувати оптимальне управління з урахуванням прогнозу поведінки системи у часі, з урахуванням фізичних обмежень на керуючі впливи та вихідні параметри.

3.5. Синтез MPC контролера

Предиктивне управління є сучасним методом автоматичного регулювання, заснований на використанні математичної моделі об'єкта для прогнозування його майбутньої поведінки та оптимального формування керуючих впливів (рисунок 3.18). Цей підхід набув широкого поширення в промисловості завдяки своїй здатності враховувати обмеження на входи, виходи та внутрішні стани системи, а також ефективно керувати багатовимірними та інерційними об'єктами із запізненням.

Основна ідея предиктивного управління полягає в тому, що в кожен дискретний момент часу контролер отримує інформацію про поточний стан керованої системи та використовує її разом із внутрішньою математичною моделлю для передбачення поведінки системи на певному часовому горизонті. Цей інтервал у майбутньому називається горизонтом передбачення.

На основі передбачення розраховується оптимальна послідовність керуючих впливів, що мінімізує відхилення вихідних змінних від заданих значень, а також враховує обмеження параметрів системи. Отримана задача формулюється як оптимізаційна задача, яка розв'язується при кожному кроці управління.

Однак, з усієї знайденої оптимальної послідовності впливів фактично використовується тільки перша керуюча дія, після чого система отримує нові вимірювання і повторюється розрахунок – цей принцип називається «ковзним горизонтом управління».

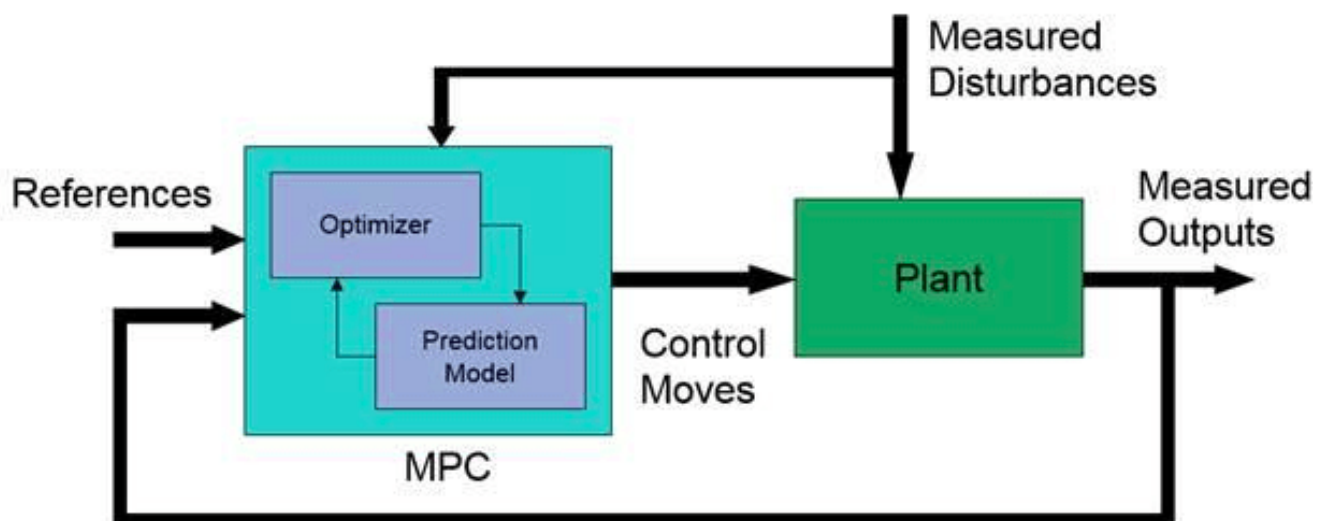


Рис. 3.18. Основний цикл управління

Предиктивне управління особливо ефективно в системах, де необхідно враховувати обмеження, наприклад, витрату палива, тиск, температуру, рівень, і навіть обмеження швидкості зміни управляючих впливів. Це робить MPC одним з найкращих підходів при управлінні технологічними установками, де важливі як безпека, так і економічність процесів.

До переваг MPC відносяться: висока точність регулювання, можливість роботи з багатовимірними системами (МІМО), природне включення обмежень на змінні в структуру алгоритму, передбачення майбутньої поведінки об'єкта, а також гнучкість в налаштуванні ваги критеріїв якості управління.

MPC контролер - це ключовий елемент системи керування, що реалізує алгоритм передиктивного регулювання. Він заснований на моделі об'єкта управління і призначений для обчислення впливів, що управляють, оптимальних за заздалегідь заданим критерієм якості.

MPC-контролер не просто реагує на відхилення, як це роблять типові регулятори, а передбачає поведінку системи в часі та вибирає оптимальні дії з урахуванням майбутніх змін та обмежень.

Система автоматичного керування з використанням моделі передиктивного керування представлена на малюнку 3.34. У центрі схеми розташований об'єкт управління, реалізований у вигляді моделі у просторі станів.

Контролер MPC отримує на вхід поточне значення виходу об'єкта $y(t)$, а також опорний сигнал $r(t)$, який задається користувачем через блок введення. Контролер на основі моделі об'єкта передбачає поведінку системи на певному горизонті передбачення, і вирішуючи задачу оптимізації, мінімізує заданий функціонал вартості.

Вихід контролера - управляюча дія - надходить назад на об'єкт управління, формуючи замкнуту систему. Таким чином, на кожному кроці часу MPC контролер оновлює свої передбачення та обчислює оптимальну керуючу дію з урахуванням поточного стану об'єкта та заданої мети.

Для синтезу MPC контролера реактора установки гідроочищення бензину було обрано параметри, що відповідають динаміці об'єкта. Час наростання реактора становить 0.24 секунди, з урахуванням кроку дискретизації прийнятий рівним 0.02 секунди – це забезпечує достатню точність при відстеженні перехідних процесів.

Горизонт передбачення вибраний рівним 30 крокам, що дозволяє контролеру охоплювати 2.5 часу наростання і точно прогнозувати поведінку системи. Горизонт управління встановлений у 8 кроків, що дає баланс між якістю управління та обчислювальною складністю. Такий вибір параметрів забезпечує швидку та стабільну реакцію контролера за умов технологічних обмежень (рисунок 3.19).

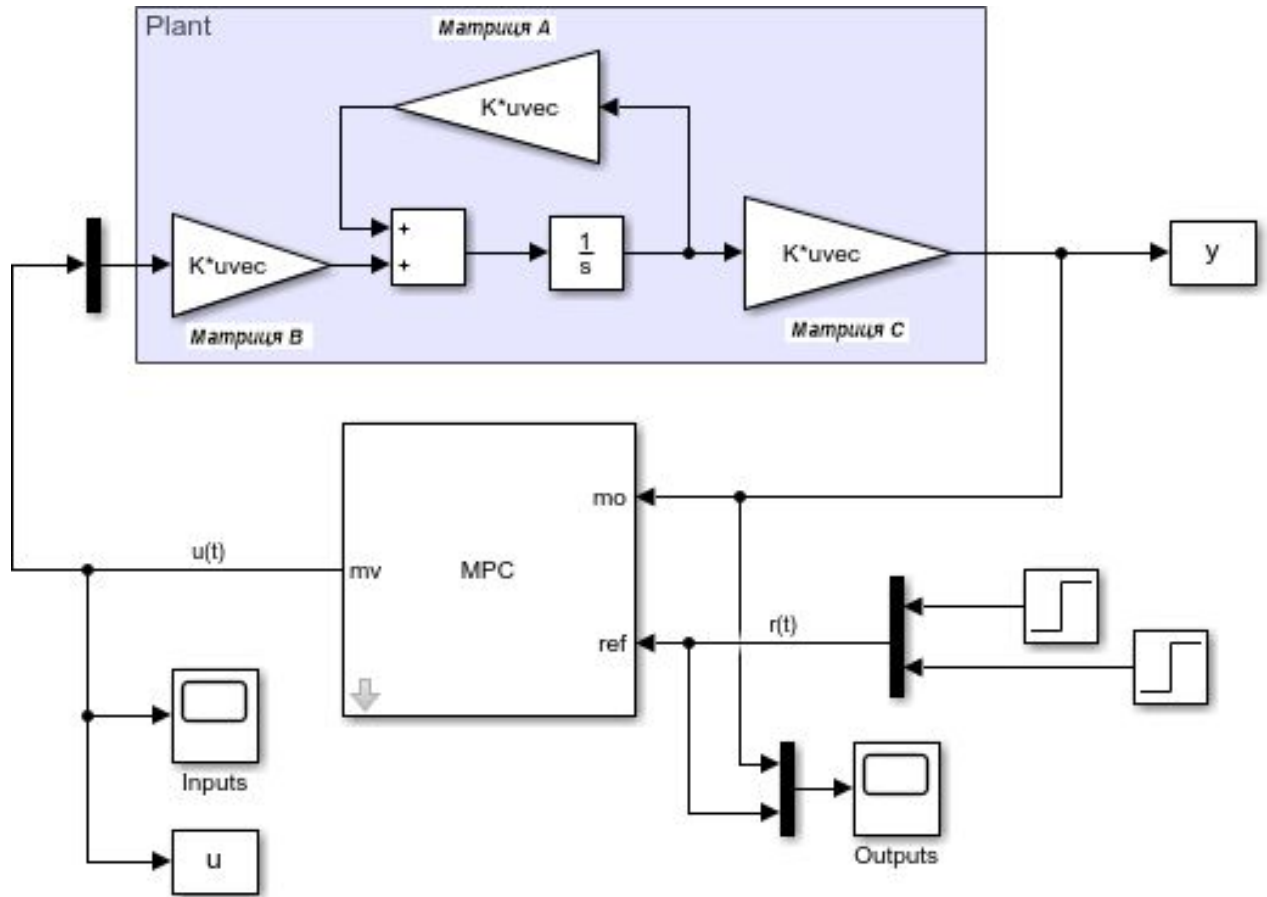


Рис. 3.19. Схема моделювання об'єкта управління з MPC контролером

Система (рисунок 3.20) має високу стабільність та швидку реакцію на зміни завдання. Перехідна характеристика демонструє досягнення режиму, що встановився, приблизно за одну секунду з незначним перерегулюванням близько 2 відсотків.

Це говорить про те, що контролер ефективно передбачає поведінку об'єкта і коригує керуючий вплив, забезпечуючи хорошу якість регулювання. При цьому спостерігається невелике перевищення амплітуди вихідного сигналу над завданням, що може свідчити про недостатню «м'якість» регулятора.

Це можна скоригувати за рахунок збільшення ваги впливу, що управляє, в цільовій функції MPC, а також за рахунок уточнення горизонту передбачення та управління. Загалом, контролер демонструє достатню гнучкість та високий рівень узгодження каналів, що важливо для багатоканальних систем управління.

Синтез модального регулятора для багатовимірної та багатозв'язкової системи зажадав додаткового аналізу, виходячи з отриманого раніше перехідного процесу.

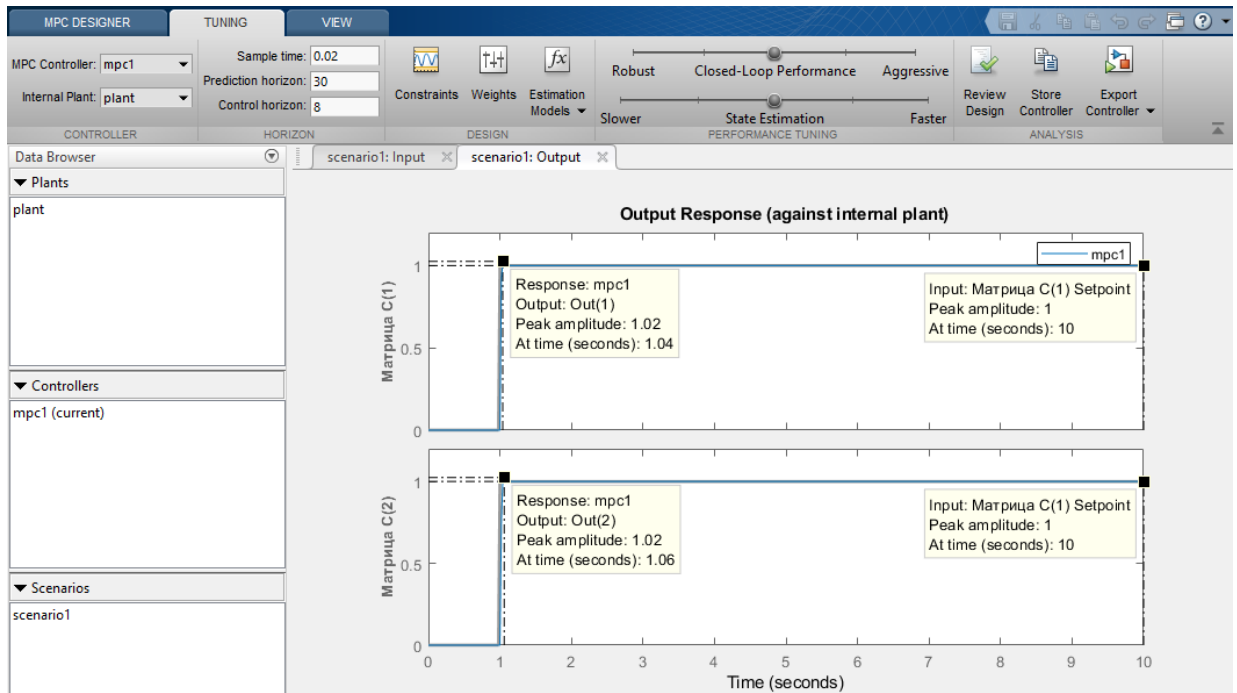


Рис. 3.20. Перехідний процес системи вдосконаленого управління

З перехідних характеристик (рисунок 3.17) видно, що використання тільки модального регулятора призводить до помітного перерегулювання та високого пікового значення відгуку, що не відповідає вимогам високої точності та надійності регулювання в умовах обмежень на керуючі дії. Введення MPC контролера дозволяє значно покращити якість управління та підвищити стійкість та надійність системи (рисунок 3.21).

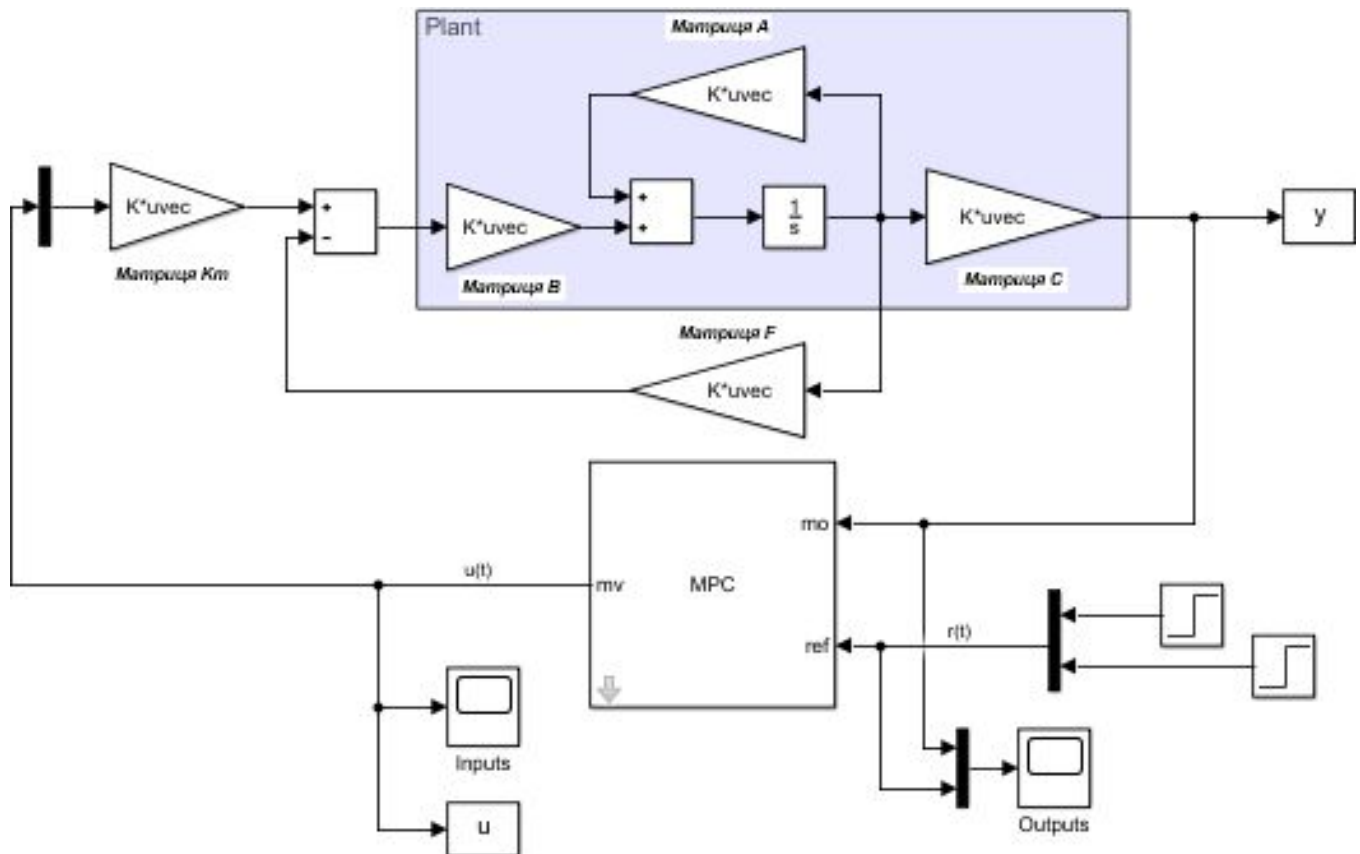


Рис. 3.21. Схема моделювання об'єкта управління з MPC контролером та модальним регулятором

Система управління з модальним регулятором та MPC контролером була успішно змодельована (рисунок 3.22).

Використання MPC контролера дозволило досягти стійкого виходу системи з незначним перерегулюванням. У ході аналізу вихідних відгуків видно, що вихідні сигнали точно йдуть по заданій траєкторії (усталеної амплітудою 1), а динамічні показники відгуку знаходяться в межах допустимого рівня перерегулювання та часу перехідного процесу.

Так, наприклад, для першого виходу відгук має пік 1.15 з максимальним значенням на 1.02 секунд, а для другого – пік 1.06 з максимальним значенням на 1.14 секунд. Ці результати показують, що регулятор забезпечує швидку реакцію із незначним перерегулюванням.

При зміні ваги швидкості зміни керуючого впливу на 0.01 була отримана м'якіша реакція без значного погіршення часу відгуку, що підтверджує ефективність налаштування контролера MPC.

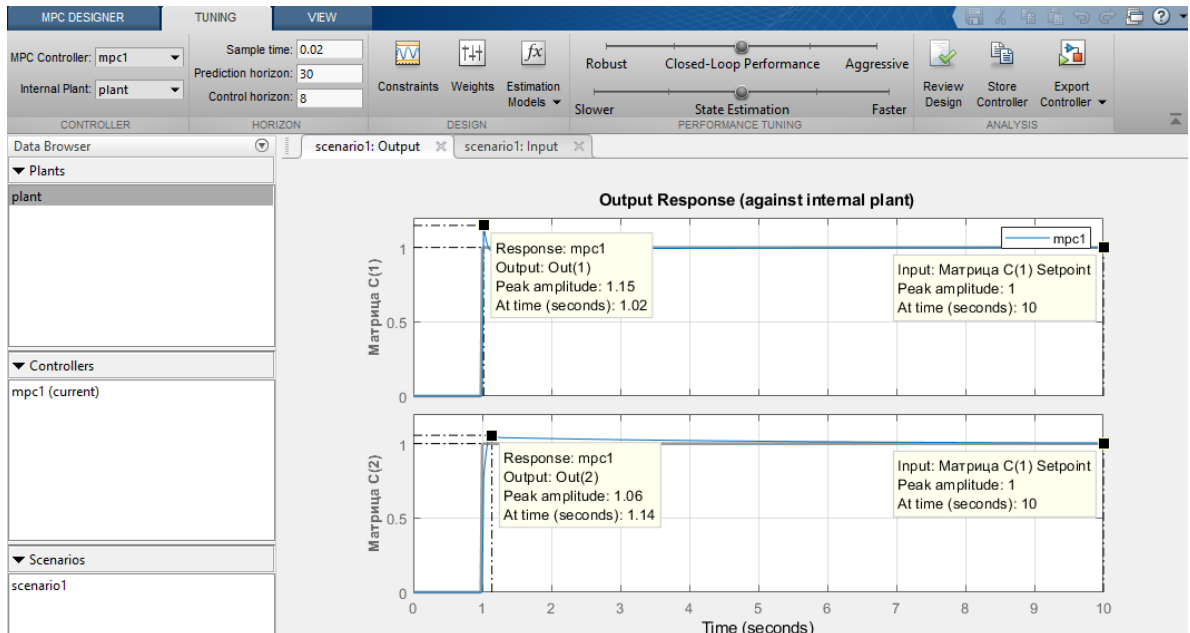


Рис. 3.22. Перехідний процес об'єкта управління з MPC контролером та модальним регулятором

Висновки до розділу 3

У даному розділі було проведено математичне моделювання реактора гідроочищення бензину 11-R-001 та аналіз його вихідної системи управління. Спочатку на основі виробничих даних було виконано ідентифікацію об'єкта, в результаті чого його було представлено як багатовимірну (МІМО 2x2) систему із сильними перехресними зв'язками між двома контурами регулювання температури. Динаміка об'єкта була описана матрицею передавальних функцій (у формі першого порядку) та підтверджена моделюванням перехідних процесів у MATLAB. Далі модель було перетворено у простір станів (канонічна форма), що дозволило отримати матриці A, B, C і підтвердити математичну еквівалентність обох форм моделювання. Аналіз замкнутої системи показав, що, незважаючи на високі запаси стійкості та швидку реакцію, вона має незадовільну точність через ненульову усталену похибку та взаємозв'язки. На основі моделі простору станів було здійснено синтез модального регулятора, проте моделювання показало його обмежену ефективність у компенсації зв'язків та наявність значного перерегулювання. Для покращення якості управління був синтезований модальний предиктивний контролер (MPC), який, завдяки своїй здатності прогнозувати поведінку та враховувати обмеження, продемонстрував високу стабільність та швидкість з мінімальним перерегулюванням. Кінцева модельована система, що інтегрує MPC, підтвердила можливість досягнення високої якості регулювання.

РОЗДІЛ 4

СИНТЕЗ АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

4.1. Параметри налаштування регулятора

Відповідно до рисунка 3.4 можна відзначити, що взаємозв'язки між каналами мають значний вплив на вихідні сигнали системи. Отже, для забезпечення необхідних характеристик необхідно усунути цей ефект.

В рамках складної системи автоматичного управління основне завдання полягає в точному відстеженні сигналу, що задає, який подається на вхід установки у вигляді одиничного ступінчастого впливу. Для цього потрібно провести синтез регулятора, ґрунтуючись на вихідній моделі об'єкта керування та заданій перехідній характеристиці.

Однак, зважаючи на суттєвий вплив взаємозв'язків між каналами, необхідно розробити методи компенсації цих взаємозв'язків. Тому в даному розділі буде розглянуто синтез розв'язуючого пристрою, що дозволить мінімізувати вплив перехресних зв'язків і забезпечити ефективне управління багатовимірною системою.

Для багатовимірної багатозв'язкової системи управління (3.6) необхідно синтезувати регулятор на основі емпіричних методів налаштування параметрів регулятора з метою якнайшвидшого досягнення бажаних режимів. Для вирішення поставленого завдання та з урахуванням наявності взаємозв'язків у системі (3.6), потрібно виконати такі етапи:

- 1) ввести на розгляд складну систему управління процесом гідроочищення бензину без взаємозв'язків;
- 2) вибрати закон типових регуляторів на вирішення завдання стабілізації вихідних сигналів;
- 3) розв'язати задачу синтезу типових регуляторів для ізольованих підсистем без взаємозв'язків;
- 4) для складної системи із взаємозв'язками, з включеними регуляторами в підсистемах, реалізувати процедуру розв'язування, щоб компенсувати вплив взаємозв'язків на вихідні сигнали.

Результати моделювання системи (3.6) без взаємозв'язків на основі схеми моделювання в середовищі MATLAB (рис. 4.1) представлені на малюнку 4.2.

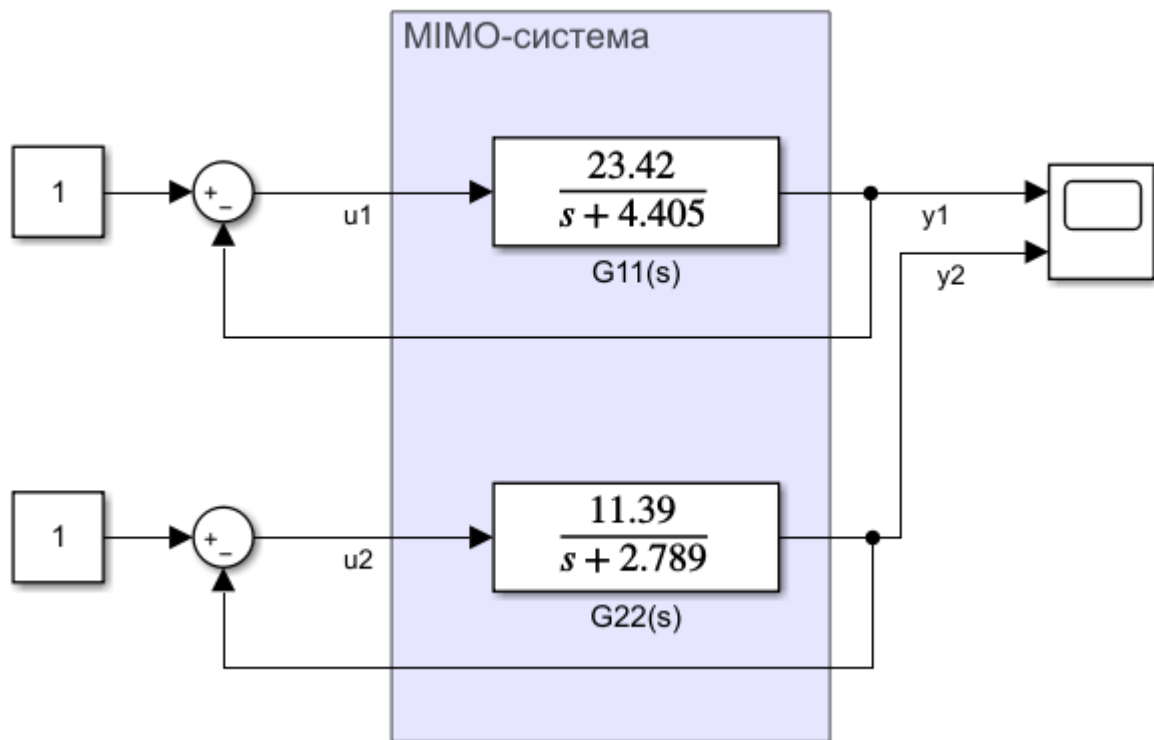


Рис. 4.1. Схема моделювання складної системи без взаємозв'язків

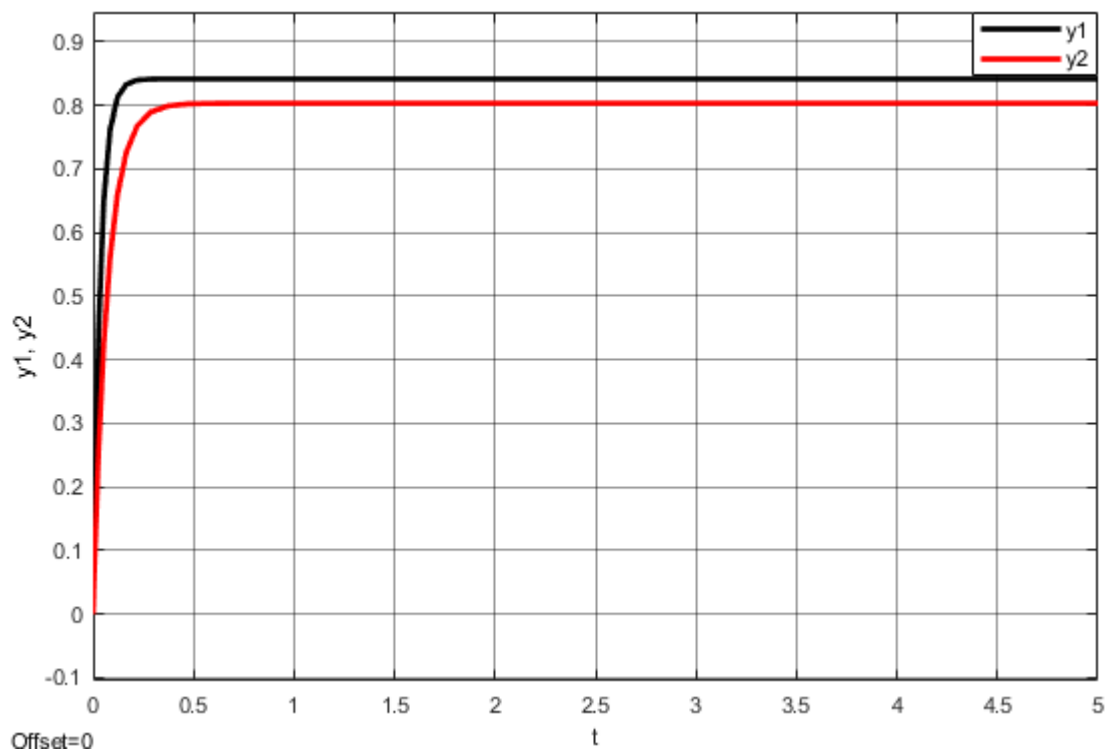


Рис. 4.2. Вихідні сигнали об'єкта керування без взаємозв'язків

Оскільки в системі (3.6) присутні адитивні збурення, у схемі моделювання (рисунок 4.3) як тестове збурення використано одиничний ступінчастий вплив.

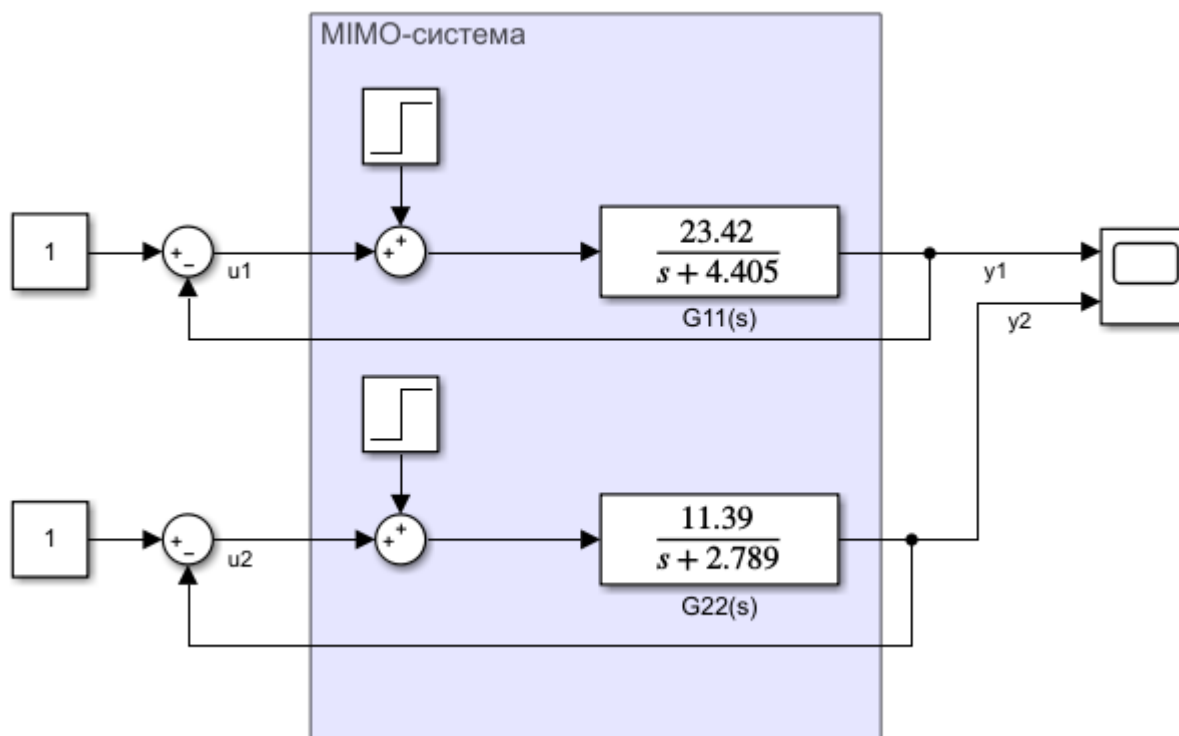


Рис. 4.3. Схема моделювання складної системи за збуреннями

Результати моделювання, представлені рисунку 4.4, чітко демонструють вплив збурення на динаміку технологічного процесу.

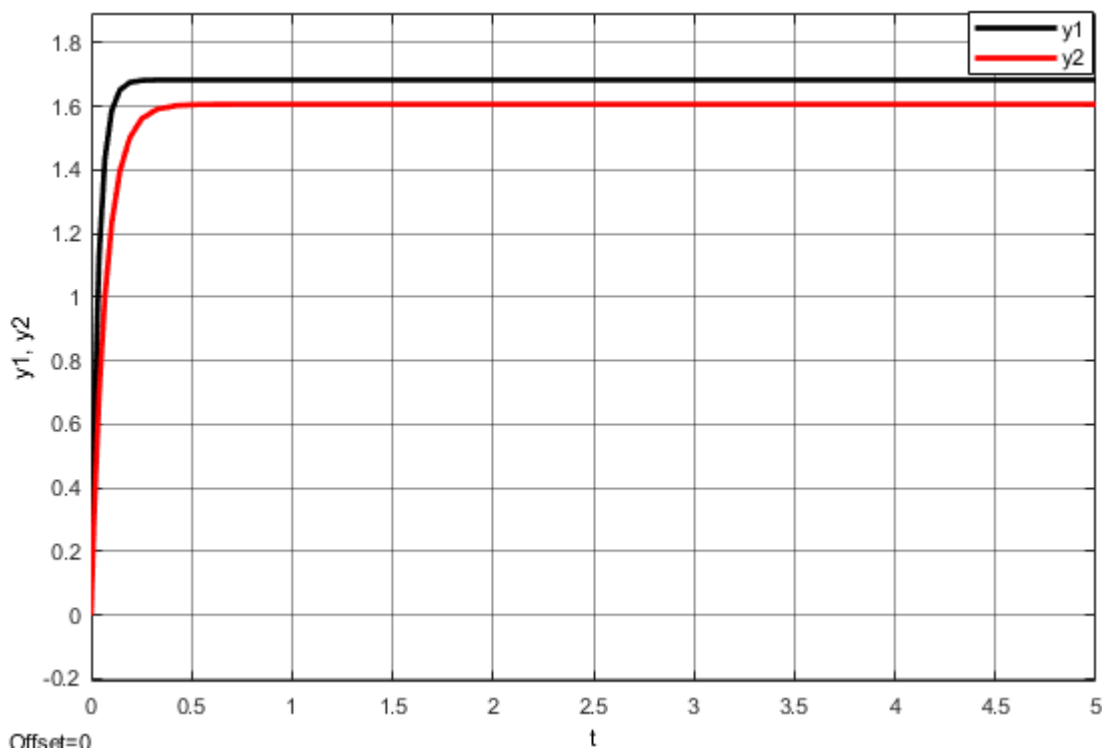


Рис. 4.4. Вихідні сигнали об'єкта управління зі збуреннями

При розробці регулятора необхідно враховувати, що підвищення точності системи - особливо прагнення нульового значення усталеної похибки, що - може призвести до збільшення часу перехідного процесу.

Це пов'язано з тим, що спочатку система не має високої точності, і для її поліпшення можливе уповільнення відгуку. Однак у рамках даного технологічного процесу ключовим критерієм ефективності регулювання є саме точність, що доводить допустимість такого компромісу.

На наступному етапі були спроектовані регулятори кожного з двох незалежних контурів управління. Для цього були розроблені пропорційно-інтегральні (ПІ) регулятори, по одному для кожної пари «вхід-вихід». Після вибору структури регуляторів виконано налаштування параметрів.

Як метод налаштування були використані класичні підходи – алгоритми Циглера-Нікольса та Чина-Хронеса-Ресвіка, що дозволяють визначити приблизно бажані значення коефіцієнтів для забезпечення стабільного та точного управління.

При заданій математичній моделі об'єкта управління (3.6) необхідно знайти параметри ПІ-регулятора

$$u(t) = k_p \left(e(t) + k_i \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.1)$$

(ідеальна форма) із застосуванням емпіричного методу Чина-Хронеса-Ресвіка (CHR), спрямованого на досягнення заданих показників якості системи, таких як висока точність та необхідна швидкодія.

Даний метод був обраний виходячи з перехідної характеристики вихідної системи (3.6), оскільки метод CHR призначений для систем монотонним процесом. Алгоритм виконання цього методу полягає в наступному.

Крок 1. За перехідним процесом вихідної системи знайдемо необхідні параметри, а саме коефіцієнт передачі, постійну час і час запізнення (рисунок 4.5).

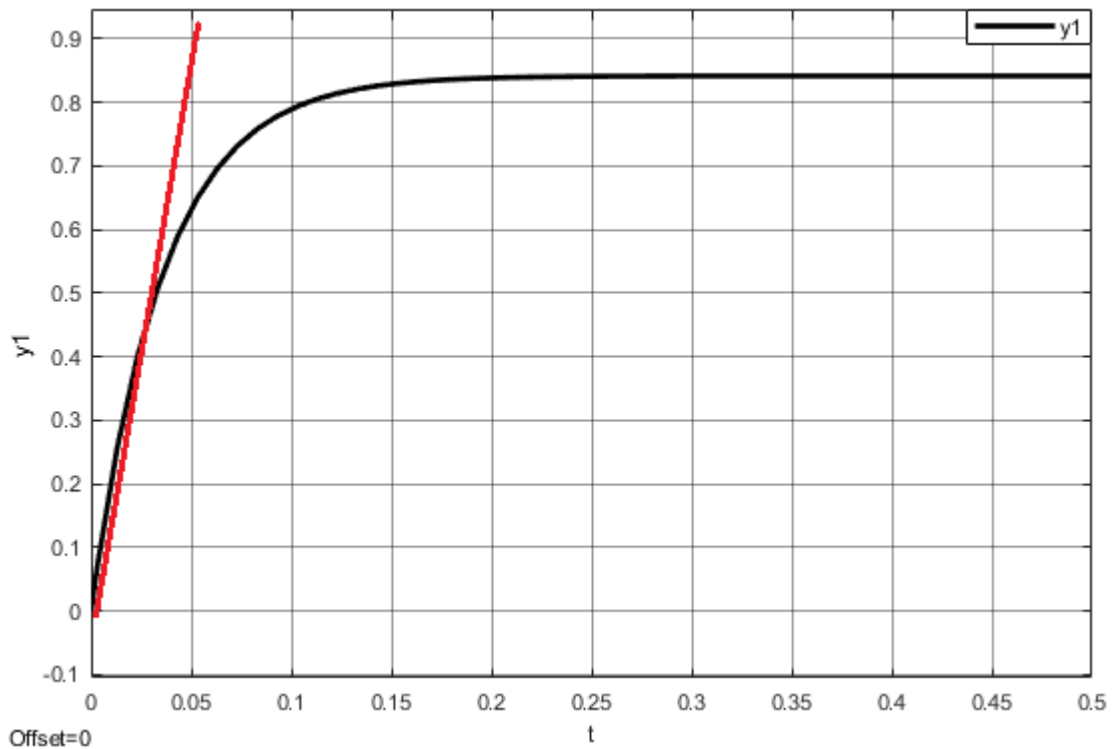


Рис. 4.5. Перехідний процес першого конутуру управління

Для визначення невідомих параметрів системи необхідно спочатку знайти точку перегину на перехідній характеристиці, а потім провести до цієї точки дотичну.

Час запізнення $L=0.02\text{с}$ визначається як проміжок часу від моменту подачі вхідного ступінчастого сигналу до початку відгуку системи.

Коефіцієнт передачі $k=0.4$ відповідає встановленому значенню вихідного сигналу. Постійна часу $T=0.1\text{с}$ обчислюється як різницю між часом, що відповідає перетину дотичної з рівнем встановленого значення, і часом запізнення.

Проведемо аналіз відповідності набутих значень встановленим вимогам за формулою

$$0.15 < \frac{L}{T} < 0.6 \quad (4.2)$$

Обчислене значення, що дорівнює 0.2, задовольняє вимогу. Крок 2. Враховуючи, що процес з невеликим відсотком перерегулювання, знайдемо параметри ПІ-регулятора за формулами для спостереження відгуку при зміні уставки та занесемо результати до таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Параметри PI-регулятора методом CHR (1 контур)

Тип регулятора	k_p	$T_I = 1/I$
PI	$0.6 \frac{T}{kL} = 7.5$	$T_I = 1L = 0.02$ $k_I = \frac{1}{T_I} = 50$

Маючи значення регулятора, можна записати закон керування PI-регулятора для системи першого контуру наступним чином

$$u(t) = 7.5 \left(e(t) + 50 \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.3)$$

Виходячи з отриманих параметрів типового регулятора методом CHR, промодельємо систему з PI-регулятором (рисунок 4.6).

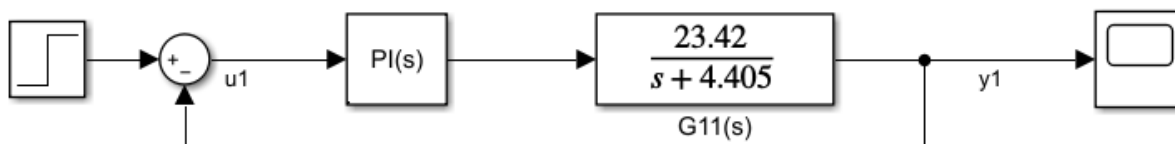


Рис. 4.6. Схема моделювання системи першого контуру з PI-регулятором (CHR)

Результати моделювання показані малюнку 4.7, оцінки якості отриманої системи описані малюнках 4.8, 4.9.

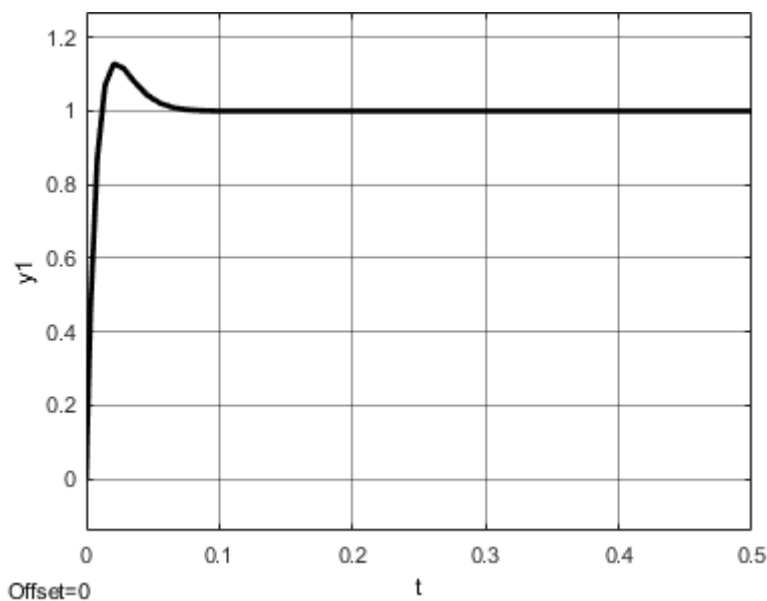


Рис. 4.7. Перехідний процес системи першого контуру з PI-регулятором (CHR)

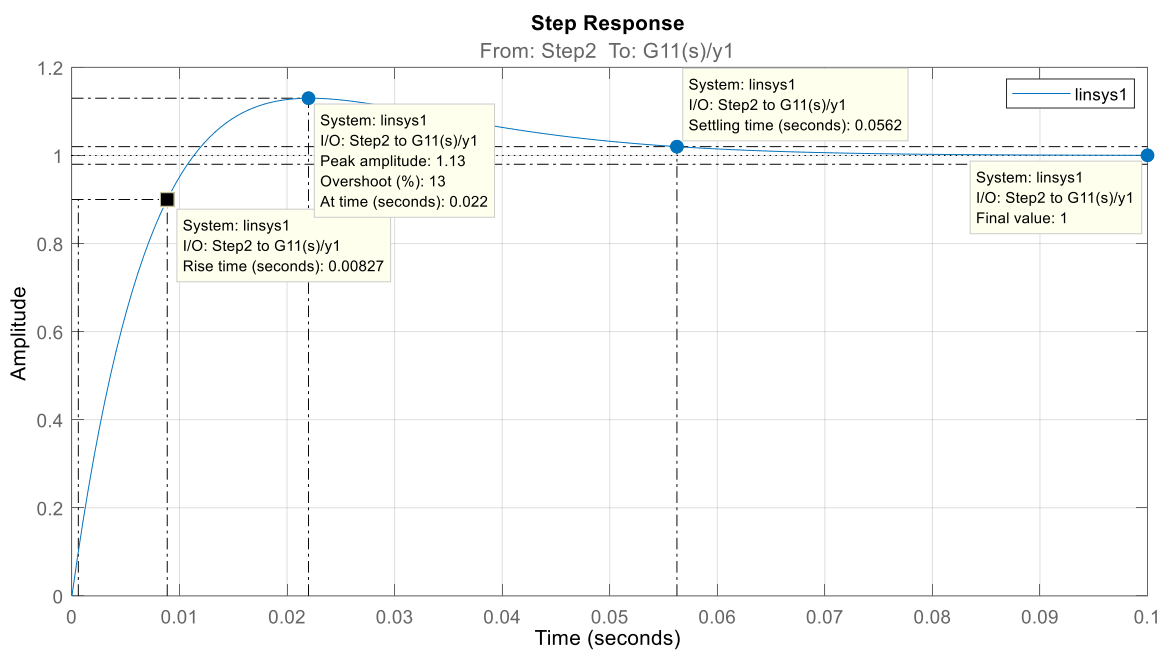


Рис. 4.8. Оцінки якості системи першого контуру з PI-регулятором (CHR)

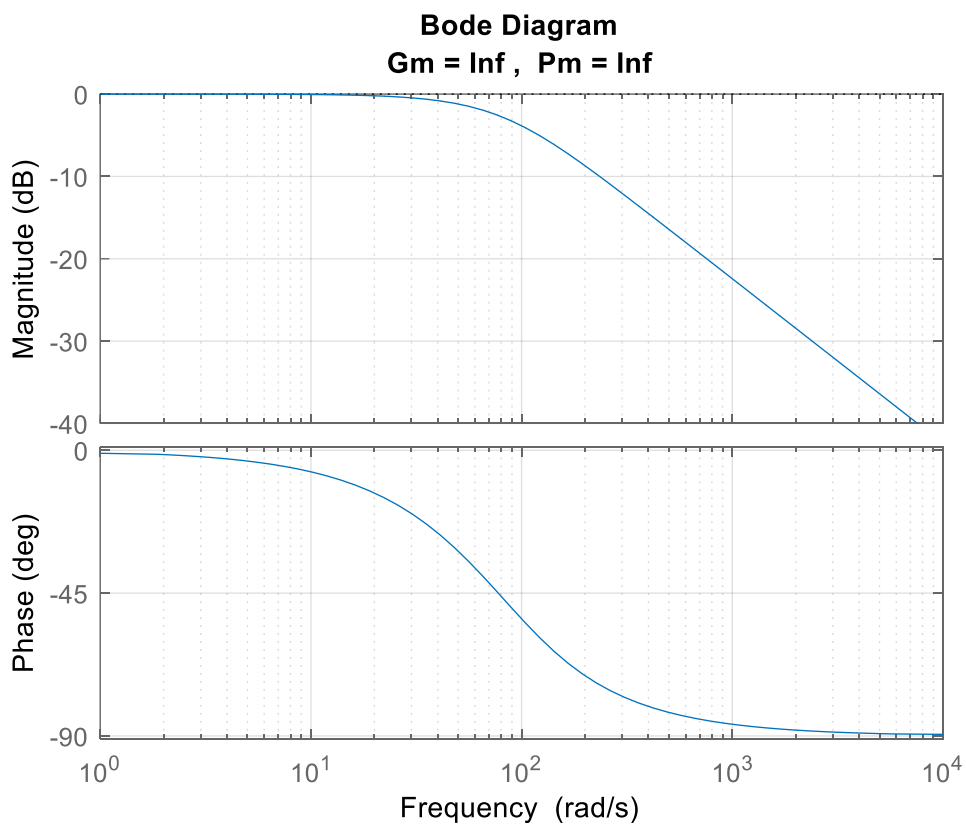


Рис. 4.9. Запаси стійкості системи першого контуру з PI-регулятором (CHR)

Проведемо синтез типового регулятора системи другого контуру управління, і занесемо знайдені параметри регулятора таблицю 4.2.

Таблиця 4.2

Параметри PI-регулятора методом CHR (2 контури)

Тип регулятора	k_P	$T_I = 1/I$
PI	$0.6 \frac{T}{kL} = 6$	$T_I = 1L = 0.01$ $k_I = \frac{1}{T_I} = 100$

Запишемо закон керування PI-регулятора для системи другого контуру керування наступним чином

$$u(t) = 6 \left(e(t) + 100 \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.4)$$

Грунтуючись на отриманих параметрах типового регулятора методом CHR, промодельюємо систему з PI-регулятором (рисунок 4.10).

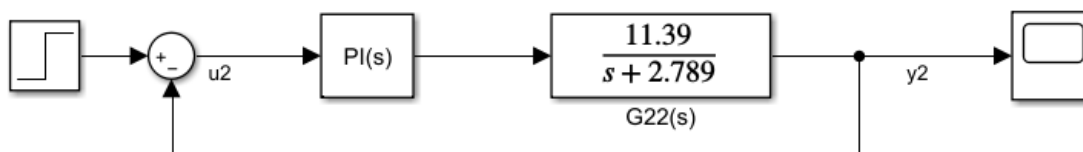


Рис. 4.10. Схема моделювання системи другого контуру з PI-регулятором (CHR)

Результати моделювання демонструються на малюнку 4.11, оцінки якості отриманої системи наведено на малюнках 4.12, 4.13.

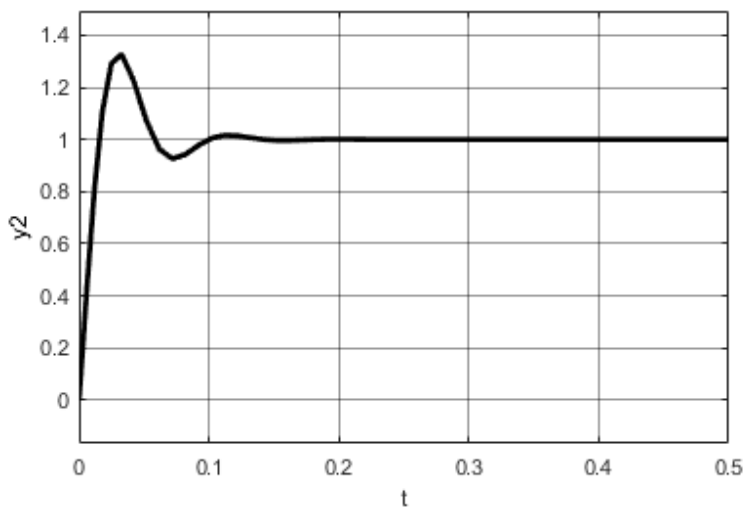


Рис. 4.11. Перехідний процес системи другого контуру з PI-регулятором (CHR)

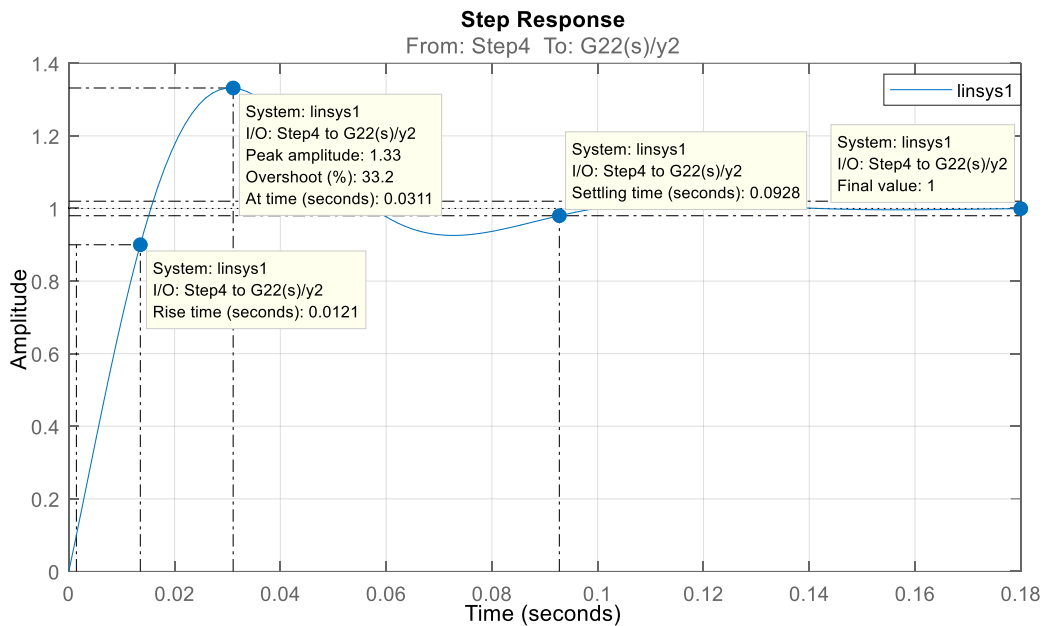


Рис. 4.12. Оцінки якості системи другого контуру з
PI-регулятором (CHR)

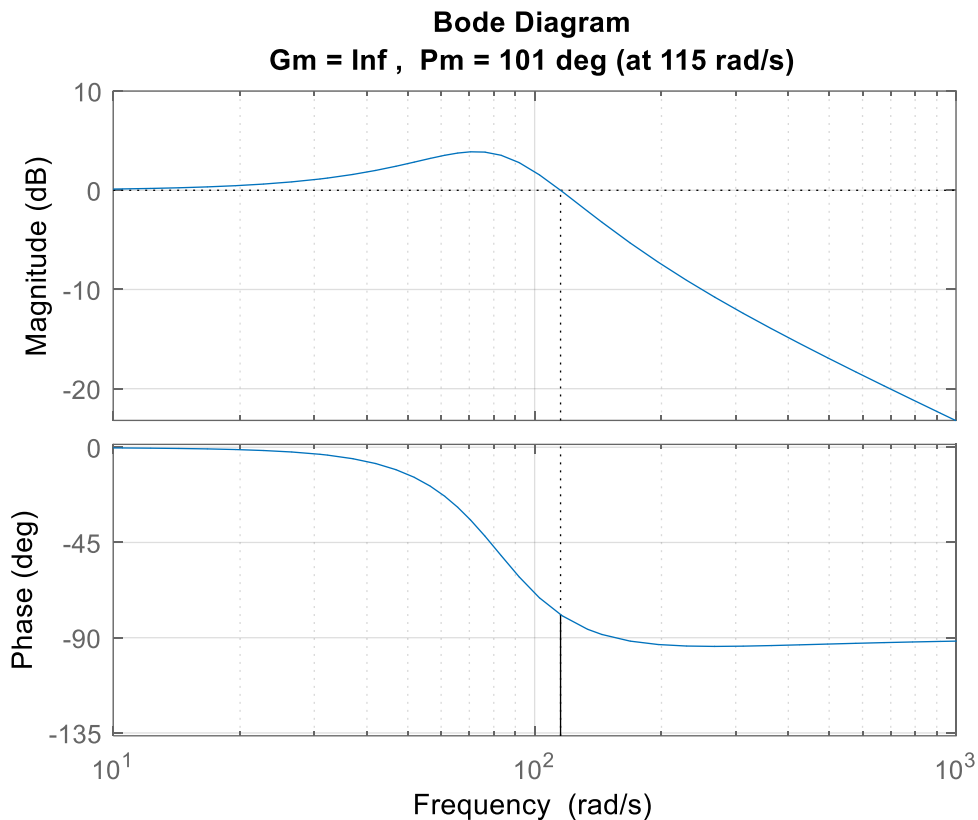


Рис. 4.13. Запаси стійкості системи другого контуру
з PI-регулятором (CHR)

Для порівняння регулятора, отриманого з використанням методу CHR, розглянемо систему з регулятором, налаштованим іншим емпіричним методом – Циглера-Нікольса №1 (ZN1). Оскільки алгоритм даного підходу багато в чому аналогічний методиці Чина-Хронеса-Ресвіка, виконаємо розрахунок параметрів PI-регулятора і представимо отримані значення таблиці 4.3.

Таблиця 4.3

Параметри PI-регулятора методом ZN1 (1 та 2 контури)

Тип регулятора	k_P	$T_I = 1/I$
PI для першого контуру	$0.9 \frac{T}{kL} = 11.25$	$T_I = \frac{L}{0.3} = 0.067$ $k_I = \frac{1}{T_I} = 15$
PI для другого контуру	$0.9 \frac{T}{kL} = 9$	$T_I = \frac{L}{0.3} = 0.033$ $k_I = \frac{1}{T_I} = 30$

Закон управління PI-регулятора, синтезованого методом Циглера-Нікольса №1, для системи першого каналу виглядає так

$$u(t) = 11.25 \left(e(t) + 15 \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.5)$$

Закон управління PI-регулятора, отриманого методом Циглера-Нікольса №1, для системи другого каналу розпишемо так

$$u(t) = 9 \left(e(t) + 30 \int_0^t e(t) dt \right) \quad (4.6)$$

Промодельовавши системи першого та другого каналу з PI-регулятором методом Циглера-Нікольса №1 (рис. 4.14, 4.15), знайдемо оцінки якості одержаних моделей (рис. 4.16, 4.17, 4.18, 4.19).

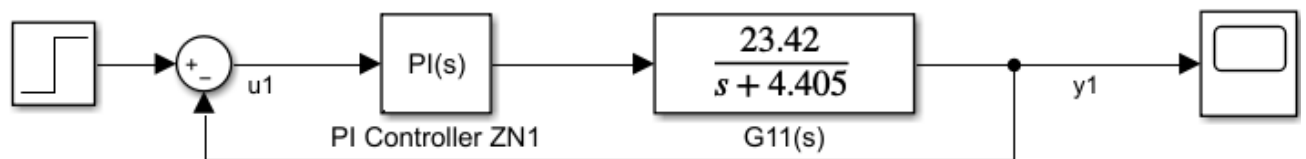


Рис. 4.14. Схема моделювання системи першого контуру з PI-регулятором (ZN1)

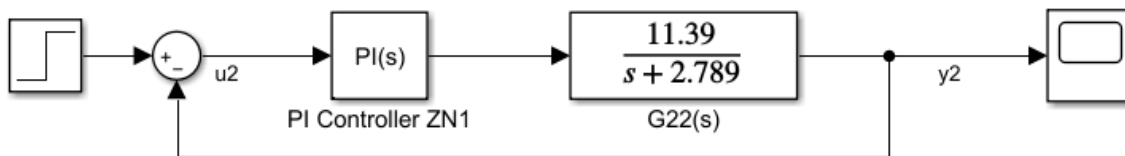


Рис. 4.15. Схема моделювання системи другого контуру з PI-регулятором (ZN1)

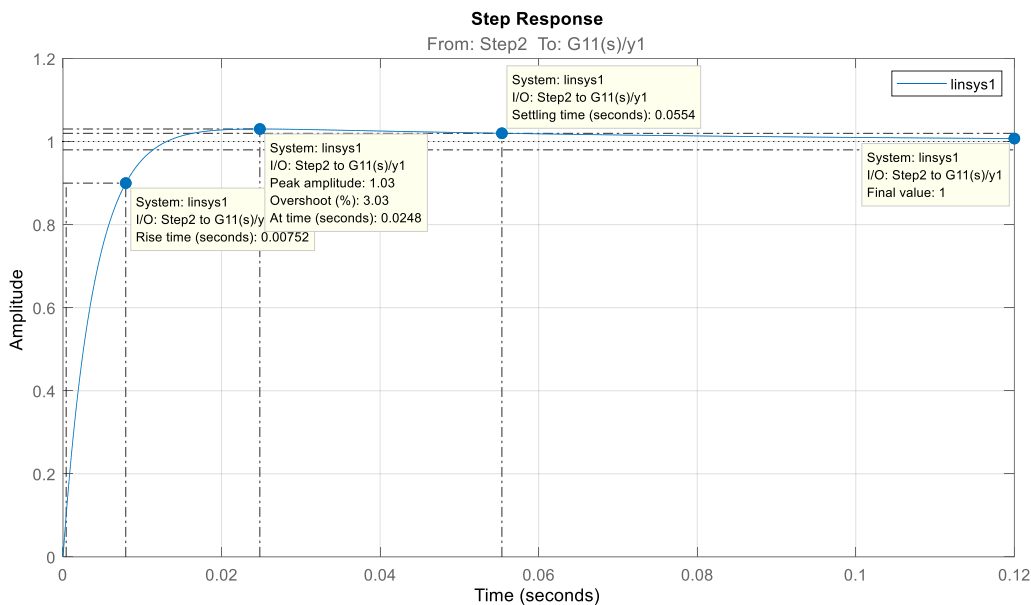


Рис. 4.16. Перехідний процес з оцінками якості системи першого каналу з PI-регулятором (ZN1)

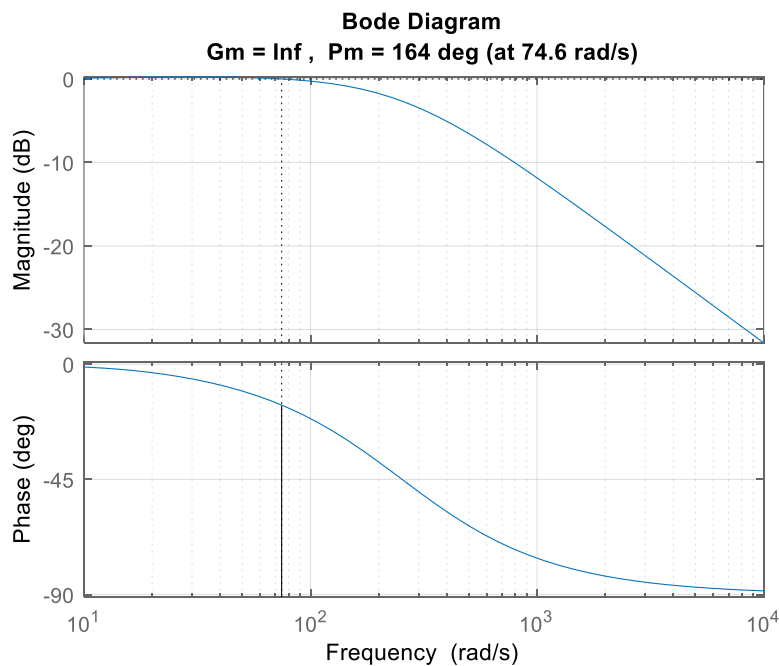


Рис. 4.17. Запаси стійкості системи першого каналу із PI-регулятором (ZN1)

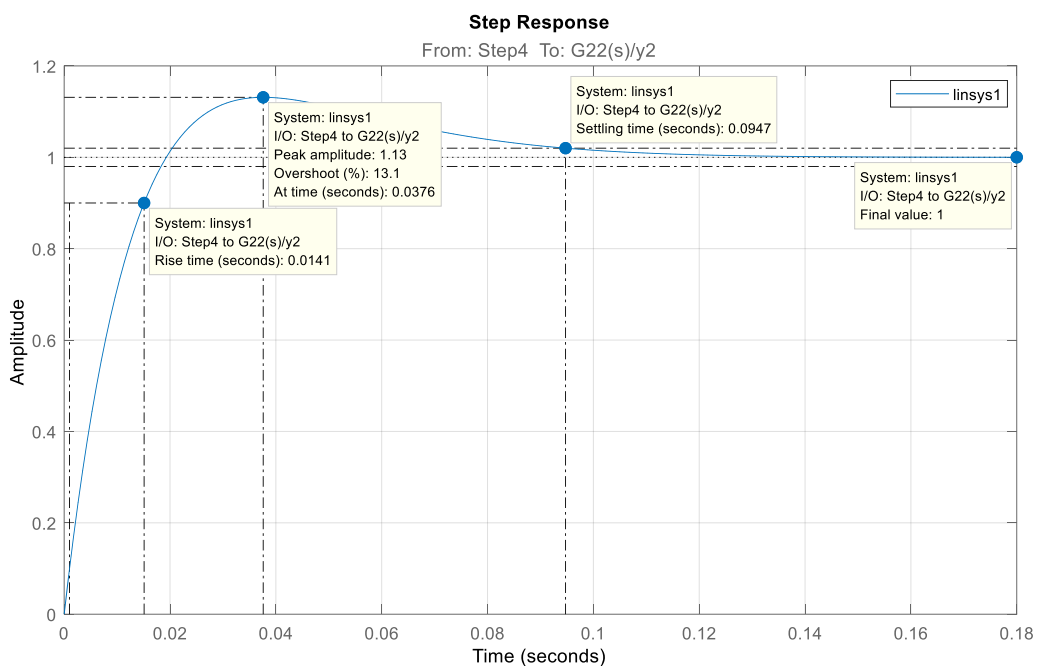


Рис. 4.18. Перехідний процес з оцінками якості системи другого каналу з PI-регулятором (ZN1)

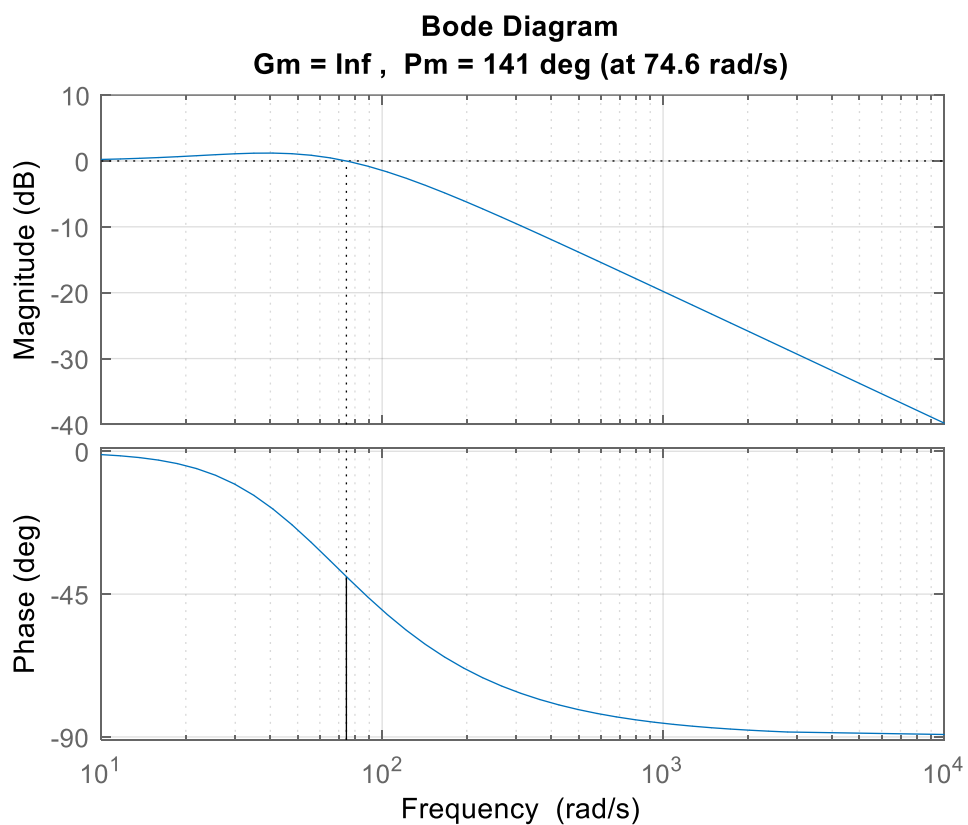


Рис. 4.19. Запаси стійкості системи другого каналу із PI-регулятором (ZN1)

Розглянемо оцінки якості системи першого і другого контур управління без регулятора і з ПІ-регулятором (таблиці 4.4, 4.5), а також запаси стійкості (таблиці 4.6, 4.7).

Таблиця 4.4

**Показники якості системи першого контуру керування без регулятора
та з ПІ-регулятором**

№	Показники якості		Канал №1	Метод CHR	Метод ZN1
1	Час регулювання	T_{set}	0.141	0.0562	0.0554
2	Перерегулювання	P_{ov}	0%	13%	3.03%
3	Коливання	μ	–	1	–
4	Усталена похибка	e_{ss}	0.158	0	0
5	Час наростання	T_R	0.079	0.00827	0.00752

Таблиця 4.5

**Показники якості системи другого контуру керування без регулятора
та з ПІ-регулятором**

№	Оцінки якості		Канал №2	Метод CHR	Метод ZN1
1	Час регулювання	T_{set}	0.276	0.0928	0.0947
2	Перерегулювання	P_{ov}	0%	33.2%	13.1%
3	Коливання	μ	–	1	–
4	Встановлена помилка	e_{ss}	0.197	0	0
5	Час наростання	T_R	0.155	0.0121	0.0141

Таблиця 4.6

**Запаси стійкості керування системи першого контуру без регулятора
та з ПІ-регулятором**

№	Запаси стійкості	Перший контур керування	Метод CHR	Метод ZN1
1	G_m	inf	inf	inf
2	P_m	inf	inf	164 °

Таблиця 4.7.

**Запаси стійкості системи другого контуру керування без
регулятора та з ПІ-регулятором**

№	Запаси стійкості	Другий контур керування	Метод CHR	Метод ZN1
1	G_m	inf	inf	inf
2	P_m	inf	101 °	141 °

У вихідному вигляді, без застосування регулятора, перший контур управління системи характеризується часом регулювання 0.141 секунда, що вказує на високу швидкість реакції на вхідний вплив.

Однак похибка 0.158, що встановилася, свідчить про те, що система не досягає заданого рівня в встановленому режимі, що негативно позначається на точності регулювання. Перерегулювання та коливання відсутні, що вказує на слабе демпфування.

Впровадження PI-регулятора, налаштованого за методом Чина-Хронеса-Ресвіка, призводить до повного усунення помилки, що встановилася, що істотно підвищує точність регулювання.

При цьому виникає незначне перерегулювання (2.07%) та збільшується коливальність, що може викликати коливання у тимчасовому відгуку. Час регулювання скорочується до 0.0562 с, демонструючи значне поліпшення швидкодії. Запаси стійкості по фазі та амплітуді залишаються на високому рівні, забезпечуючи надійність функціонування системи.

При використанні методу Циглера-Нікольса №1 також спостерігається усунення встановленої похибки, при цьому перерегулювання (2.06%) залишається на рівні CHR, але час регулювання (0.0554 с) дещо менше, що вказує на швидке реагування. Коливність відсутня, забезпечуючи плавність та стійкість відгуку. Запаси стійкості за фазою також перевищують рекомендовані мінімуми, що гарантує надійну роботу системи.

Для другого контуру керування без регулятора час регулювання становить 0.276 с, а усталена похибка – 0.501. Це свідчить, що за відсутності регулятора система має помірну швидкодію, але низьку точність.

Застосування PI-регулятора, налаштованого за методом CHR, повністю усуває помилку, що встановилася, час регулювання скорочується до 0.0726 с, а час наростання - до 0.0121 с, що значно підвищує швидкодію.

Однак виникає перерегулювання (33.2%) та коливальність, що потребує уваги при аналізі динаміки. При цьому запаси стабільності залишаються високими, що гарантує стійку роботу системи. Використання методу ZN1 для другого контуру також дозволяє повністю усунути помилку, що встановлена, час регулювання становить 0.0754 с, а час наростання – 0.014 с.

Перерегулювання (13.7%) є значно нижчим, ніж у CHR, і відсутня коливальність. Запаси стійкості по фазі залишаються високими, забезпечуючи надійність під час експлуатації.

Обидва методи налаштування PI-регуляторів демонструють високі показники підвищення точності та швидкодії системи керування процесом гідроочищення бензину, при цьому 60 метод ZN1 забезпечує більш плавний відгук з меншим перерегулюванням та вищими запасами стійкості, що переважно для промислових умов експлуатації.

Для глибокого аналізу та підвищення якості управління розглянуто поведінку багатоканальної системи із взаємозв'язками із застосуванням синтезованих типових регуляторів (рис. 4.20) та представлені перехідні характеристики (рис. 4.21).

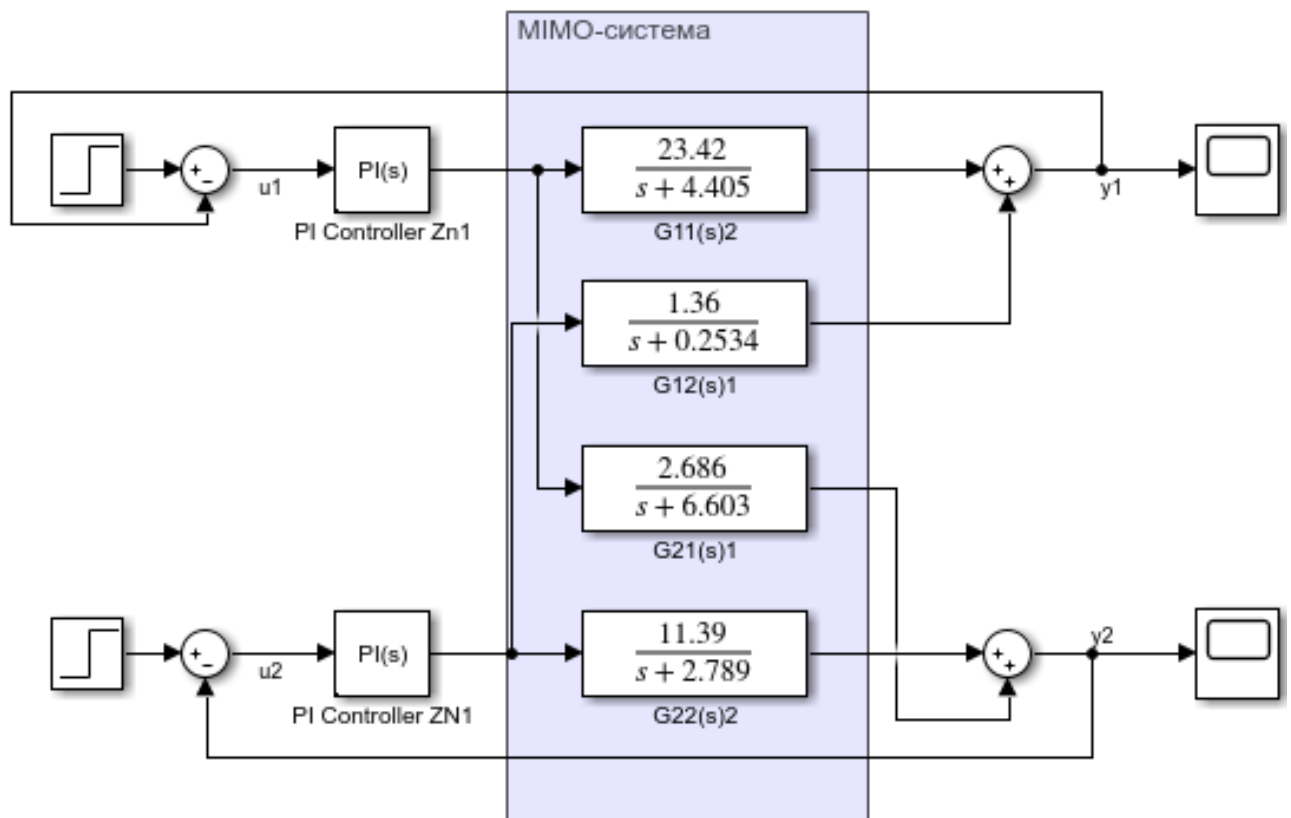


Рисунок 4.20. Схема моделювання МІМО-системи з PI-регуляторами

На представленій схемі (рисунок 4.21) завдяки PI-регуляторам вдалося усунути усталену похибку і домогтися високої точності регулювання: вихідні сигнали y_1 і y_2 точно досягають заданої уставки в усталеному режимі. Однак вплив взаємозв'язків між каналами проявляється у різному характері перехідних процесів – це помітно у відмінності часу наростання та перерегулювання. Проте застосування PI-регуляторів дозволило компенсувати ці взаємозв'язки частково, забезпечивши прийнятну якість регулювання.

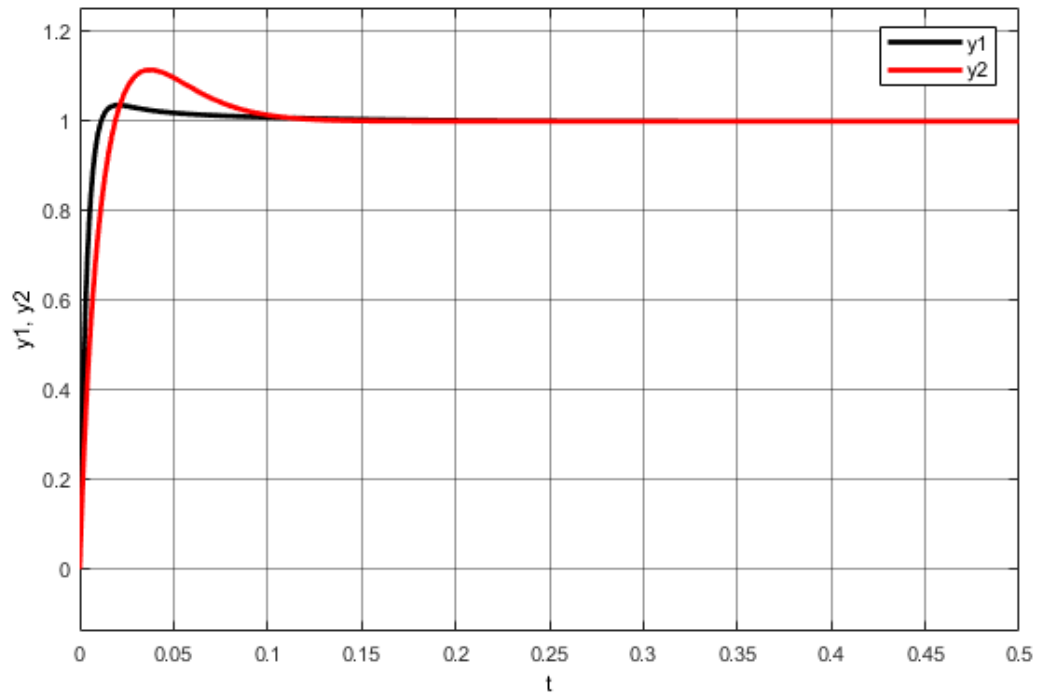


Рисунок 4.21 – Перехідні процеси МІМО-системи з РІ-регуляторами

Для подальшого підвищення якості, усунення перерегулювання та відмінностей між виходами потрібна розробка розв'язуючого пристрою, який дозволить мінімізувати перехресні впливи між каналами і досягти більш збалансованих і швидких перехідних процесів.

У багатозв'язкових системах управління технологічними процесами існує проблема взаємовпливу контурів управління. Наприклад, витрата палива в піч безпосередньо впливає на температуру першого шару каталізатора, а подача водневмісного газу впливає на температуру в другому шарі реактора.

Проте в реальних умовах обидва ці канали також мають перехресний вплив один на одного: зміна витрати газу може побічно позначитися на температурі першого шару, а зміна подачі тепла – на розподіл температури по всій висоті реактора.

Такі перехресні зв'язки створюють складнощі при проектуванні системи керування та можуть призводити до небажаних коливань чи погіршення якості регулювання.

Для усунення цих перехресних впливів використовується метод розв'язування (рисунок 4.22), одним із таких є метод статичного діагонального спрощення.

Суть даного підходу у тому, щоб шляхом перетворення вхідних сигналів сформувати таку систему управління, у якій кожен канал можна було б розглядати як незалежний.

Це досягається за допомогою множення матриці передавальних функцій об'єкта управління $G(s)$ на спеціальну діагональну матрицю, що розв'язує $D(s)$. В результаті формується нова матриця, що має діагональний вигляд, де кожен вихід залежить тільки від одного відповідного входу.

Для синтезу розв'язуючого управління необхідно визначити розв'язуючу матрицю $D(s)$ згідно з формулою

$$F(s) = D(s) \cdot G(s) \quad (4.7)$$

Для отримання матриці $D(s)$ з постійними коефіцієнтами застосовують метод статичного діагонального спрощення. У цьому підході елементи матриці $D(s)$ вибираються як величини, обернені до статичних коефіцієнтів (тобто значень при $s=0$) діагональних елементів матриці передавальних функцій об'єкта $G(s)$.

Спираючись на даний метод, були отримані елементи розв'язуючої матриці $D(s)$ з використанням статичного діагонального спрощення, а також сформована сама матриця розв'язуючого $D(s)$, побудована на основі обчислених коефіцієнтів розв'язки за формулою

$$D(s) = \begin{bmatrix} D_{11}(s) & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & D_{22}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0.25 & 0 \\ 0 & 0.99 \end{bmatrix} \quad (4.8)$$

Елементи $D_{12}(s)$ і $D_{21}(s)$ розв'язуючої матриці $D(s)$ дорівнюють нулю, отже, матриця розв'язуючого елемента, структурна схема якої представлена на рисунку 4.22, спрощує багатозв'язний об'єкт управління реактор гідроочищення бензину до діагональної форми та сприяє забезпеченню незалежного управління кожним контуром.

Промодельюємо вихідну складну систему з урахуванням використання синтезованих ПІ-регуляторів та розв'язуючого пристрою (рисунок 4.23), результати моделювання представлені на рисунку 4.24.

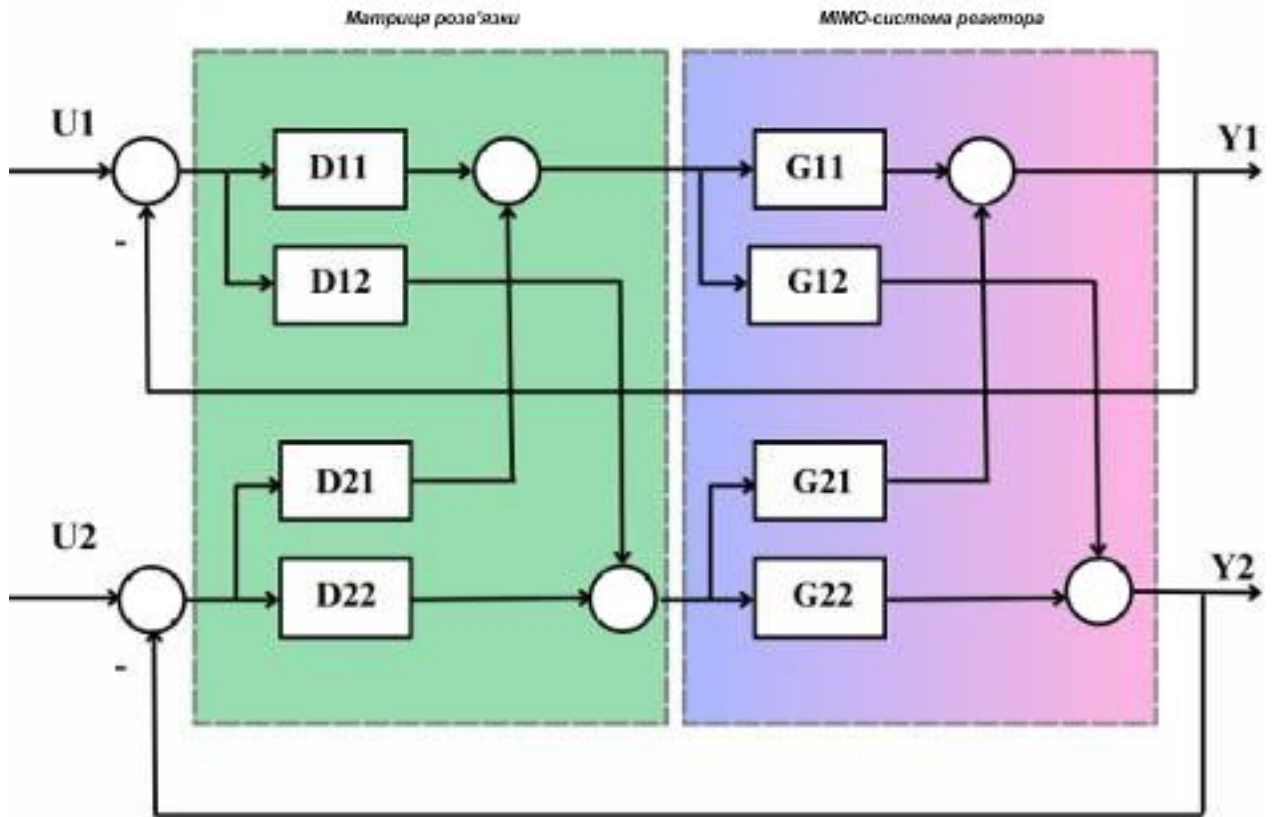


Рис. 4.22. Структурна схема розв'язуючого управління реактором

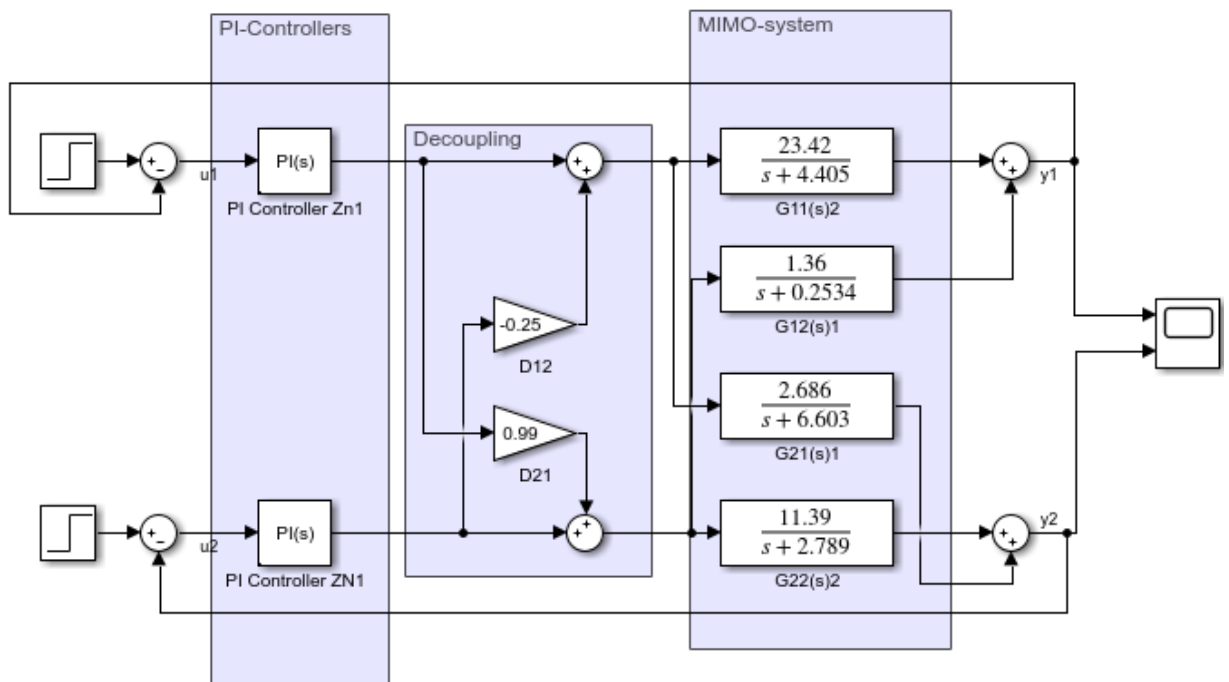


Рис. 4.23. Схема моделювання процесів з регуляторами та розв'язуванням

Аналізуючи перехідні процеси складної системи з регуляторами та розв'язуючим пристроєм (рисунок 4.24), можна зробити кілька ключових висновків.

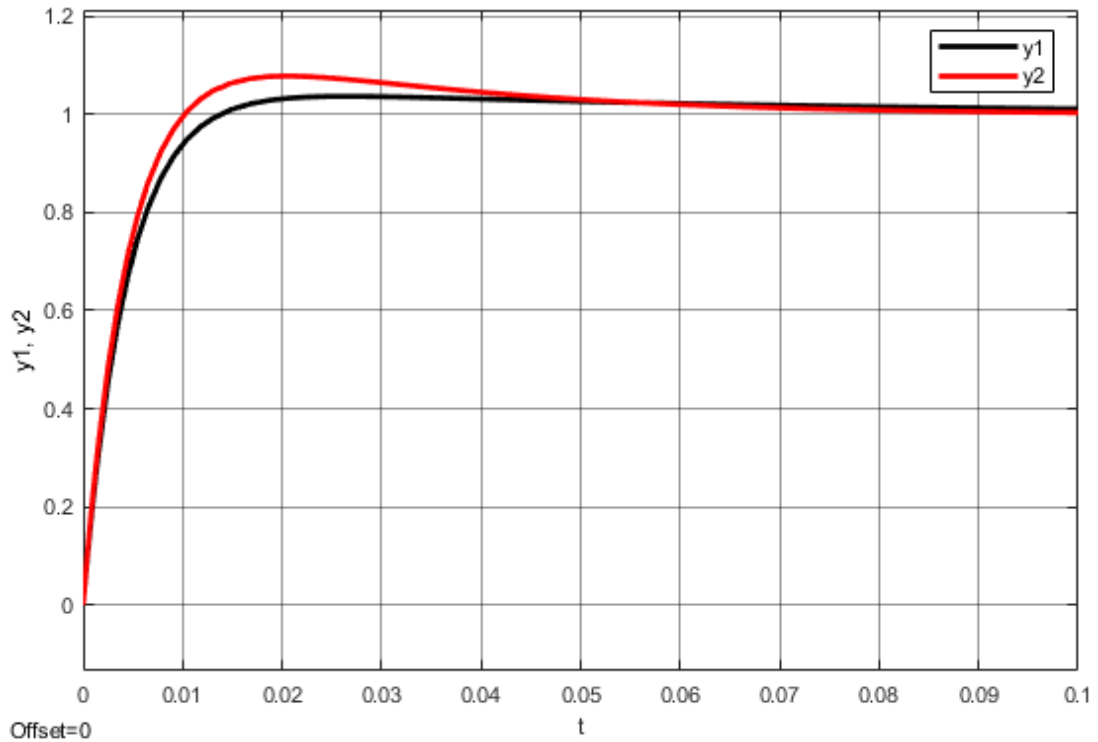


Рис. 4.24. Перехідні процеси складної системи з регуляторами та розв'язуванням

На графіках представлені відгуки вихідних сигналів на одиничний ступінчастий вплив, що дозволяє оцінити швидкодію та точність системи за наявності розв'язування. Спочатку спостерігається досить швидке зростання вихідних сигналів, що свідчить про хорошу швидкодію системи. Тимчасові затримки та інерційність мінімальні: система реагує на вхідну дію з малим запізненням. Далі вихідні сигнали демонструють плавне наближення до значення, що встановилося без значного перерегулювання, що вказує на ефективну компенсацію взаємозв'язків між каналами. Особливо важливо відзначити невелику різницю у динаміці каналів. Канал y_2 має трохи більш виражений пік перерегулювання порівняно з y_1 , проте амплітуда цього перерегулювання залишається в допустимих межах, що не істотно впливає на стійкість і точність системи.

Наявність розв'язуючого пристрою, дозволяє мінімізувати перехресні впливи між каналами, що відображається в синхронності їх встановлення до заданого рівня. Відсутність значних коливань в режимі свідчить про хороше демпфування і стабільність системи. Можна зробити висновок, що синтезовані регулятори в поєднанні з розв'язуючим пристроєм, дозволяють ефективно усунути взаємозв'язки, забезпечуючи високу якість регулювання багатовимірної системи. Швидкодія, точність та стійкість системи знаходяться на хорошому рівні, що підтверджує ефективність розробленого методу управління.

Висновки до розділу 4

У цьому розділі було проведено синтез автоматизованої системи керування багатозв'язковим реактором гідроочищення, зосереджений на усуненні впливу міжканальних зв'язків.

Спочатку було здійснено синтез та налаштування типових ПІ-регуляторів для кожного ізольованого контуру за допомогою емпіричних методів Чина-Хронеса-Ресвіка (CHR) та Циглера-Нікольса №1 (ZN1).

Порівняльний аналіз показав, що обидва методи значно підвищують точність (усуваючи усталену похибку) та швидкодію, причому метод ZN1 забезпечує кращий компроміс між швидкістю та перерегулюванням.

Далі, для компенсації залишкового впливу взаємозв'язків у кінцевій МІМО-системі, було розроблено та синтезовано розв'язуючий пристрій (декаплер), застосовуючи метод статичного діагонального спрощення.

Кінцеве моделювання системи, яка містить синтезовані ПІ-регулятори та декаплер, продемонструвало високу якість регулювання: повне усунення взаємозв'язків, швидке встановлення, відсутність значного перерегулювання та нульову статичну похибку, що підтверджує ефективність обраного методу.

РОЗДІЛ 5

РОЗРОБЛЕННЯ ТЕХНІЧНОЇ ДОКУМЕНТАЦІЇ АСК

5.1. Функціональна схема АСК процесом гідроочищення бензину

Процес гідроочищення бензину є складним хіміко-технологічним комплексом, основним завданням якого є видалення сірковмісних, азотовмісних та кисневмісних сполук шляхом реакції з воднем на спеціальному каталізаторі. Ефективне та безпечне керування таким процесом неможливе без сучасної автоматизованої системи керування (АСК). Функціональна схема цієї системи служить основним документом, який наочно відображає структуру, взаємозв'язки та алгоритми функціонування всіх елементів автоматизації.

Мета та завдання АСК визначають її структуру. Головною метою є отримання стабільного бензину із заданою якістю (насамперед, з низьким вмістом сірки) при мінімальних витратах. Для цього система вирішує низку завдань: стабілізацію технологічного режиму (тиску, температури, витрат), оптимізацію якості продукції, забезпечення безпеки персоналу та обладнання, а також підвищення економічної ефективності.

Функціональна схема будується навколо основних технологічних об'єктів, таких як реактор, нагрівальна піч, теплообмінники, сепаратори високого та низького тиску, насоси та компресори. Керування цими об'єктами реалізується через низку взаємопов'язаних контурів автоматичного регулювання.

Ключовим елементом системи є стабілізація потоків сировини та реагенту. Для цього створюються контури керування витратою. На трубопроводі сировини та свіжого водню встановлюються вимірювачі витрати (FT), які передають сигнал на контролери (FIC). Останні, порівнюючи фактичне значення із заданим, формують керуючий вплив, що через перетворювач (FY) потрапляє на регулюючий клапан (FV). Це забезпечує точну та стабільну подачу компонентів у реакційну зону, що є основою для рівномірного протікання процесу.

Найбільш критичними параметрами, що впливають на глибину перебігу реакцій, є температура та тиск.

Система керування температурою має декілька рівнів. Нагрівальна піч обладнується контуром, де вимірювач температури (ТТ) на виході з печі зв'язаний із контролером (ТІС), який керує клапаном на подачі палива (ТV), підтримуючи температуру нагріву суміші.

Ще точніше регулювання забезпечує каскадна схема керування температурою на вході в реактор. Тут головний контролер, що отримує дані від термопери в реакторі, не керує безпосередньо піччю, а формує завдання для підлеглого контуру, який змінює витрату сировини через байпас теплообмінника.

Це дозволяє компенсувати швидкі збурення та підтримувати оптимальний температурний профіль. Система керування тиском необхідна як для протікання реакцій, так і для запобігання аварійним ситуаціям. Вимірювач тиску (РТ) у сепараторі високого тиску зв'язаний із контролером (РІС), який, відкриваючи чи закриваючи регулюючий клапан (РV) на лінії відведення газу, підтримує тиск у системі в безпечних межах. Найвищим рівнем АСК є система керування якістю продукції.

Безпосередній аналіз вмісту сірки в очищеному бензині за допомогою онлайнового аналізатора (АТ) дозволяє замкнути складний оптимізуючий контур. Контролер аналізатора (АІС) на основі отриманих даних автоматично коригує задане значення для контуру керування температурою реактора.

Якщо вміст сірки зростає, система плавно підвищує температуру реакції, щоб інтенсифікувати процес гідрогенізації, і навпаки. Це вже елемент передового керування процесом (АРС), спрямований на отримання продукту стабільної якості при мінімальних енерговитратах.

Для забезпечення стабільної роботи апаратів, що мають рідку та газову фази, застосовується керування рівнем. Наприклад, у сепараторі високого тиску вимірювач рівня (LТ) передає сигнал на контролер (LІС), який керує клапаном (LV) на виході рідкого продукту, не допускаючи його затоплення чи осушення, що могло б призвести до порушення роботи насосів.

Бензин з ємності 11-D-001 з температурою не вище 40°C приладу поз.11-T1 (TI) насосом 11-P-001 через клапан регулятора витрати в кількості 55 м³/год подається у вузол змішування з водневмісним газом від компресора 11-C-001. Передбачено сигналізацію зниження подачі бензину у вузол змішування нижче 55 м³/год за приладом 11-F2 (FIRCA).

Витрата водневмісного газу для змішування з бензином підтримується 10500-25000 нм³/год за приладом 11-F3 (FIRSA) з сигналізацією зниження витрати нижче 10000 нм³/год.

Газосировинна суміш послідовно підігривається в теплообмінниках 11-E-001/2/3 за рахунок тепла продуктів реакції та з температурою 280÷284°C, регульованої за рахунок холодного потоку від вузла змішування прямує в піч 11-F-001.

Передбачено сигналізацію зниження температури на виході з теплообмінника 11-E-003 нижче 257 °C за приладом 11-T2 (TIA). У печі 11-F-001 газосировинна суміш нагрівається до температури 316÷320°C за рахунок тепла димових газів від спалювання паливного газу, що подається в пальники печі через клапан регулятора тиску газу перед пальниками з корекцією за температурою нагрівання газосировинної суміші за приладом 11F-T1 (T).

Газосировинна суміш з печі 11-F-001 з тиском 32÷40 кгс/см² за приладом 11F-P1 (PISA) і температурою 316÷320°C надходить в реактор 11-R-001, послідовно проходить по двох шарах каталізатора, на якому сірко-, азот-відповідно сірководню, аміаку, води та галоїдводнів. При протіканні реакцій гідрування виділяється тепло, тому температура у шарах реактора піднімається.

Температура в 1 зоні реактора підтримується не вище 345°C приладами 11R-T1 (TIRA) зміною температури нагрівання сировини в печі 11-F-001. Температура сировини на вході в 2-ю зону реактора підтримується 320÷330°C по приладах 11R-T2 (TIRA), 11R-T3 (TIRCA) за рахунок введення в реактор холодного водню в кількості 8000÷8100 нм³/год через клапан регулятора витрати з корекцією (TIRCA).

Температура у 2-й зоні реактора і на виході підтримується не вище 345°C приладами 11R-T4 (TIRA) та 11R-T5 (TIRA) шляхом зміни температури на вході у 2-гу зону реактора за рахунок зміни подачі холодного водню.

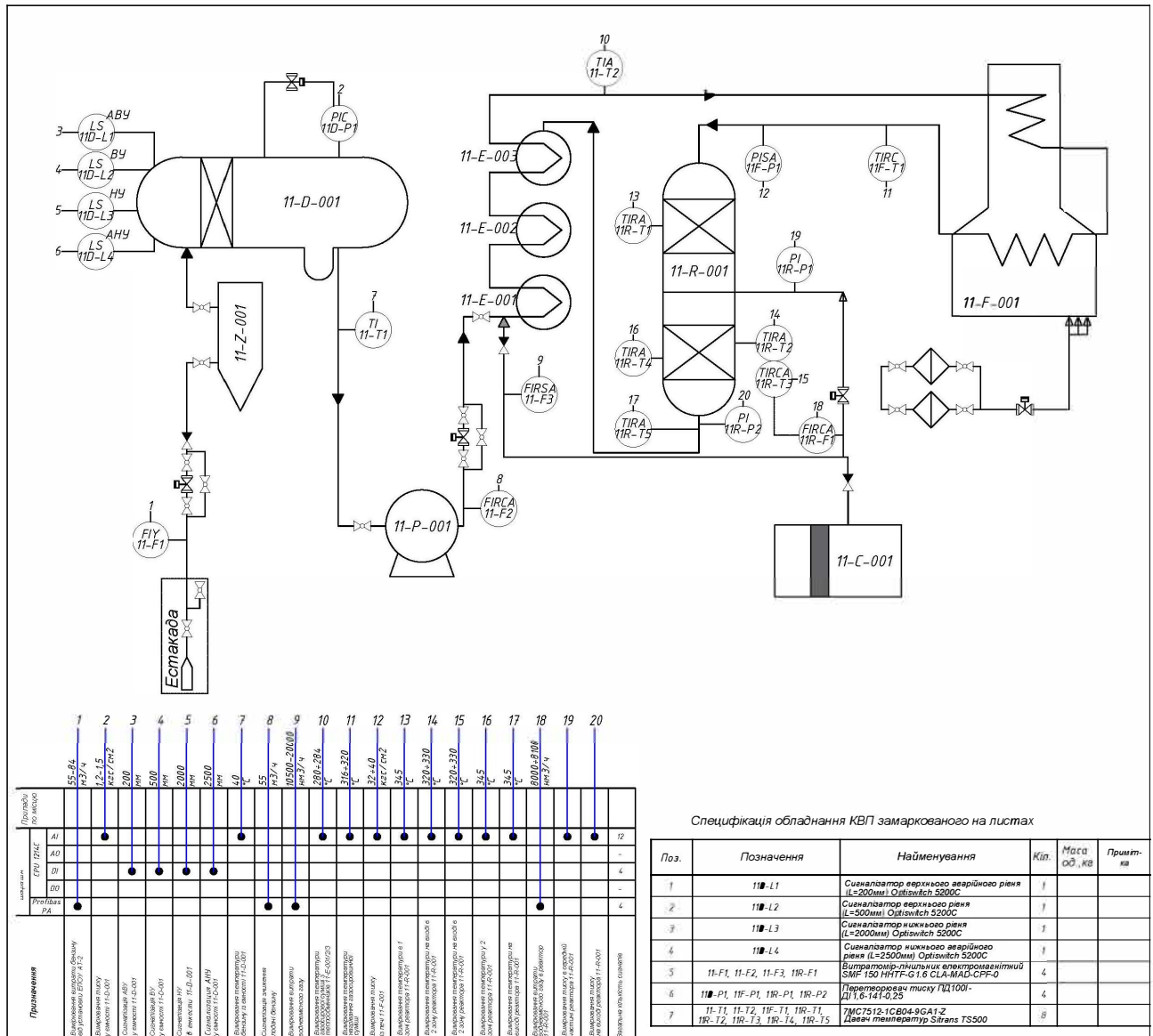


Рис.5.1. Функціональна схема блоку гідроочистки бензину

Реактор 11-R-001 обладнаний:

- сигналізацією зниження тиску нижче 30 кгс/см² та блокуванням з припиненням процесу при зниженні тиску нижче 26 кгс/см² за приладом 11F-P1 (PISA);
- сигналізацією підвищення температури в другому шарі катализатора вище 332°C приладами 11R-T2 (TIRA), 11R-T3 (TIRCA);
- сигналізацією підвищення температури в шарах катализатора і на виході з реактора вище 348°C від повідно до приладів 11R-T1 (TIRA), 11R-T4 (TIRA);
- приладами контролю тиску в середній частині реактора 11R-P1 (PI) та на виході реактора 11R-P2 (PI).

5.2. Вибір технічних засобів автоматизації

Комплексний вибір сучасних технічних засобів автоматизації (ТЗА) для установки гідроочищення бензину, вимагає врахування високих вимог до надійності, безпеки, точності вимірювання та інтеграції в єдину автоматизовану систему. Для забезпечення безперервного технологічного процесу та контролю критичних параметрів, таких як витрата, тиск, рівень і температура, необхідно використовувати інтелектуальні вимірювальні прилади (КВП), які підтримують цифрові протоколи зв'язку (наприклад, HART) для розширеної діагностики.

Оскільки витрата бензину є критичним параметром процесу, для її точного вимірювання (позиції 11-F1, 11-F2) слід обрати коріолісові масові витратоміри Emerson Micro Motion ELITE (рис.5.2). Вони забезпечують найвищу точність незалежно від змін густини та температури.



Рис. 5.2. Коріолісовий масовий витратомір Emerson Micro Motion ELITE

Для вимірювання витрати газів (водневмісний газ, холодний водень — позиції 11-F3) у нормальних умовах найбільш доцільно застосувати термальні масові витратоміри Sierra QuadraTherm 640i (рис.5.3), які безпосередньо вимірюють масовий потік.

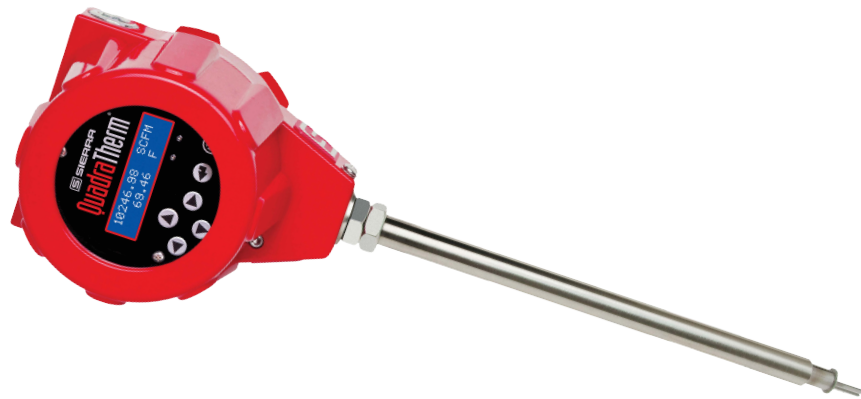


Рис. 5.3. Термальні масовий витратомір Sierra QuadraTherm 640i

Враховуючи високий робочий тиск у реакторній частині, необхідно застосовувати інтелектуальні датчики високого тиску Emerson Rosemount 3051S High Pressure, які здатні витримувати значні перевантаження та забезпечують точність для реалізації функцій сигналізації та блокування (11F-P1, 11R-P1, 11R-P2).



Рис.5.4. Інтелектуальний давач високого тиску Emerson Rosemount 3051S High Pressure

Для контролю тиску в сировинній ємності (позиція 11D-P1) підійдуть стандартні інтелектуальні датчики надлишкового тиску Siemens Sitrans P DS III.



Рис.5.5. Інтелектуальний давач надлишкового тиску
Siemens Sitrans P DS III

Для забезпечення безперервного контролю рівня в ємності 11-D-001 (11D-L2, 11D-L3) рекомендується використовувати керовані хвилеводні радарні рівнеміри Endress+Hauser Levelflex FMP51. Вони надійні та не залежать від коливань тиску чи густини бензину.



Рис. 5.6. Керований хвилеводний радарний рівнемір Endress+Hauser
Levelflex FMP51

Для критичних точок сигналізації та блокування (11D-L1, 11D-L4) необхідно використовувати окремі, незалежні дискретні датчики - віброрівнеміри VEGA Vegawave 61 як частину контуру протиаварійного захисту (ПАЗ).



Рис.5.7. Віброрівнемір VEGA Vegawave 61

Для контролю температури застосовуються термопари (Тип К) або термометри опору (Pt100) з уніфікованими перетворювачам Endress+Hauser iTEMP TMT82.



Рис.5.8. Термометр опору (Pt100) з уніфікованим перетворювачем Endress+Hauser iTEMP TMT82

Особлива увага приділяється реактору 11-R-001, де для точного контролю температури в шарах каталізатора (11R-T1...11R-T5) можуть бути використані багатоточкові термомпари з високоточними перетворювачами для реалізації функцій регулювання (TIRA, TIRCA) та сигналізації.

У всіх контурах регулювання (витрата бензину, газу, тиск, температура) використовуються глобусні (прохідні) регулюючі клапани Fisher GX з пневматичними приводами та інтелектуальними позиціонерами Siemens SIPART PS2.



Рис.5.9. Інтелектуальний позиціонер Siemens SIPART PS2

Позиціонери повинні підтримувати протокол HART для діагностики стану клапана та забезпечувати високу точність керування потоком. Керування насосом 11-P-001 має здійснюватися через перетворювач частоти (ПЧ) ABB ACS880 для плавного пуску та регулювання.

Керування всією установкою має здійснюватися на базі Розподіленої системи керування (DCS) Emerson DeltaV або потужного резервованого ПЛК, що забезпечує виконання всіх контурів регулювання.

Критично важливою є система протиаварійного захисту (ПАЗ/SIS), яка повинна бути реалізована на окремих, сертифікованих контролерах безпеки (SIL 3 за IEC 61508/61511), Siemens S7-400FH.

Система ПАЗ відповідає за реалізацію всіх блокувань. Відключення насоса 11-P-001 при зниженні рівня за сигналом 11D-L4. Припинення процесу при зниженні тиску в реакторі за сигналом 11F-P1.

Вибір усіх ТЗА повинен обов'язково враховувати необхідність вибухозахисту (маркування Ex) та стійкість до агресивних середовищ і високих температур, що є типовим для нафтопереробної промисловості.

Висновки до розділу 5

У даному розділі було детально розроблено технічну документацію для автоматизованої системи керування процесом гідроочищення бензину, що є ключовою основою для її практичного впровадження.

Спочатку була створена функціональна схема АСК, яка визначає основні цілі (стабілізація режиму та якості продукту, безпека) та описує структуру системи, що охоплює критично важливі контури регулювання: витрати сировини та водню, тиску, рівня та, найголовніше, багаторівневе керування температурою реактора.

Ця система включає каскадні схеми регулювання та елементи передового керування, такі як корекція температури на основі даних про вміст сірки від онлайнного аналізатора, а також деталізує необхідні сигналізації та блокування для протиаварійного захисту.

Наступним етапом був вибір технічних засобів автоматизації: для забезпечення високої точності та надійності були обґрунтовано обрані сучасні інтелектуальні КВП, зокрема, коріолісові та термальні масові витратоміри, високоточні датчики тиску та радарні рівнеміри.

Було визначено, що керування установкою має здійснюватися на базі розподіленої системи керування (DCS), а критична система ПАЗ — на окремих резервованих контролерах безпеки (SIL 3), при цьому всі вибрані ТЗА повинні відповідати вимогам вибухозахисту та стійкості до агресивних середовищ.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У даній магістерській роботі можна відзначити, що мета - розробка системи вдосконаленого управління технологічним процесом гідроочищення бензину - була успішно досягнута.

В рамках роботи було проведено всебічний аналіз об'єкта управління, побудовано його математичну модель, яка лягла в основу для подальшого синтезу системи управління.

Ключовим завданням дослідження був синтез предиктивного контролера, що дозволило ефективно врахувати динаміку процесу забезпечити високу точність регулювання технологічних параметрів.

Проведений аналіз перехідних процесів підтвердив значне покращення динамічних характеристик системи, включаючи зниження часу перерегулювання та підвищення стійкості. Предиктивний контролер продемонстрував здатність гнучко адаптуватися до умов, що змінюються, і забезпечувати якісне управління складною багатовимірною системою.

Істотну увагу було приділено впливу взаємозв'язків між каналами управління, притаманних багатовимірної системи. Для компенсації цих взаємозв'язків було реалізовано пристрій, що дозволило мінімізувати перехресні впливи між керуючими контурами. Це забезпечило узгоджене управління процесом і дозволило досягти високого ступеня стійкості системи.

Отримані результати відкривають перспективи для подальшого вдосконалення процесів гідроочищення бензину з погляду енергозбереження, підвищення продуктивності та якості кінцевої продукції.

Розроблений підхід може бути використаний в інших складних технологічних процесах нафтопереробної промисловості, що вимагають високої точності та адаптивності керування.

Насамкінець, дана робота внесла істотний внесок у розвиток технологій удосконаленого управління в галузі, а результати дослідження можуть послужити основою для подальших практичних впроваджень та наукових розробок.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Єремєєв І. С., Кисельов В. Б. Автоматизовані системи управління технологічними процесами. Одеса: Видавничий дім «Гельветика», 2022. 324 с.
2. Ельперін І. В., Пупена О. М., Сідлецький В. М., Швед С. М. Автоматизація виробничих процесів: підручник. Київ: Ліра-К, 2017. 378 с.
3. Проць Я. І., Савків В. І., Шкодзінський В. І., Ляшук О. С. Автоматизація виробничих процесів: навч. посіб. Тернопіль, 2011. 239с.
4. Бобух А. О. Автоматизовані системи керування технологічними процесами. Харків: ХНАМГ, 2006. 185 с.
5. Ладанюк А. П., Луцька Н. М., Кишенько В. Д., Власенко Л. О., Іващук В. В. Автоматизовані системи управління: підручник. Київ: Ліра-К, 2019. 176. с.
6. Мазепа М. М., Войтович В. В. Основи нафтогазової справи: Технологічні процеси та обладнання. Київ: Техніка, 2018. 410 с.
7. Самойленко І. В. Кінетика та механізми реакцій гідроочищення нафтових фракцій. Харків : ХПІ, 2019. 280 с.
8. Іванченко В. В., Каленський В. П. Теорія автоматичного керування. Київ: Ліра-К, 2017. 450 с.
9. Щербань О. Д. Ідентифікація та моделювання динамічних об'єктів. Дніпро: ДНУ, 2016. 210 с.
10. Бабак В. П., Фурман Л. В. Методи синтезу систем автоматичного керування. Київ: Освіта України, 2022. 380 с.
11. Яворський А. В., Мацьків В. В. Основи синтезу багатовимірних систем керування. Тернопіль: ТНТУ, 2019. 250 с.
12. Павлюк В. І., Бойко В. М. Промислові контролери та системи керування. Київ: ЦНТ, 2015. 480 с.

Додатки

Код програми розрахунків у середовищі MATLAB

Математична модель у просторі станів

```

Command Window
>> A=[-4.405 0 0 0; 0 -0.2534 0 0; 0 0 -6.603 0; 0 0 0 -2.789];
>> B=[23.42 0; 0 1.36; 2.686 0; 0 11.39];
>> C=[1 1 0 0; 0 0 1 1];
>> D=0;
>> sys=ss(A,B,C,D)

sys =

  A =

      x1      x2      x3      x4
  x1  -4.405      0      0      0
  x2      0 -0.2534      0      0
  x3      0      0 -6.603      0
  x4      0      0      0 -2.789

  B =

      u1      u2
  x1  23.42      0
  x2      0  1.36
  x3  2.686      0
  x4      0 11.39

  C =

      x1  x2  x3  x4
  y1   1   1   0   0
  y2   0   0   1   1

```

Знаходження рангу матриці керованості

```

>> A=[-4.405 0 0 0; 0 -0.2534 0 0; 0 0 -6.603 0; 0 0 0 -2.789];
>> B=[23.42 0; 0 1.36; 2.686 0; 0 11.39];
>> Q=[B A*B A^2*B A^3*B]

Q =

  1.0e+03 *

      0.0234      0 -0.1032      0  0.4544      0 -2.0018      0
      0  0.0014      0 -0.0003      0  0.0001      0 -0.0000
      0.0027      0 -0.0177      0  0.1171      0 -0.7733      0
      0  0.0114      0 -0.0318      0  0.0886      0 -0.2471

>> r1=rank(Q)

r1 =

```

Знаходження визначника матриці спостереження:

```
>> Q=[C; C*A; C*A^2; C*A^3]
```

```
Q =
```

```

    1.0000    1.0000         0         0
         0         0    1.0000    1.0000
   -4.4050   -0.2534         0         0
         0         0   -6.6030   -2.7890
   19.4040    0.0642         0         0
         0         0   43.5996    7.7785
  -85.4747   -0.0163         0         0
         0         0 -287.8882  -21.6943
```

```
>> r=rank(Q)
```

```
r =
```

```
4
```

```
>> det(Q'*Q)
```

```
ans =
```

```
1.7939e+10
```

Біноміальні стандартні форми

$$\begin{aligned}
 & s + \omega_0 \\
 & s^2 + 2\omega_0 s + \omega_0^2 \\
 & s^3 + 3\omega_0 s^2 + 3\omega_0^2 s + \omega_0^3 \\
 & s^4 + 4\omega_0 s^3 + 6\omega_0^2 s^2 + 4\omega_0^3 s + \omega_0^4 \\
 & s^5 + 5\omega_0 s^4 + 10\omega_0^2 s^3 + 10\omega_0^3 s^2 + 5\omega_0^4 s + \omega_0^5 \\
 & s^6 + 6\omega_0 s^5 + 15\omega_0^2 s^4 + 20\omega_0^3 s^3 + 15\omega_0^4 s^2 + 6\omega_0^5 s + \omega_0^6 \\
 & s^7 + 7\omega_0 s^6 + 21\omega_0^2 s^5 + 35\omega_0^3 s^4 + 35\omega_0^4 s^3 + 21\omega_0^5 s^2 + 7\omega_0^6 s + \omega_0^7 \\
 & s^8 + 8\omega_0 s^7 + 28\omega_0^2 s^6 + 56\omega_0^3 s^5 + 70\omega_0^4 s^4 + 56\omega_0^5 s^3 + 28\omega_0^6 s^2 + 8\omega_0^7 s + \omega_0^8
 \end{aligned}$$

Бажані полюси замкнутої системи

```
>> w0=6.603;
>> p=[1 4*w0 6*w0^2 4*w0^3 w0^4];
>> r=roots(p)
```

```
r =
```

```
-6.6039 + 0.0009i
-6.6039 - 0.0009i
-6.6021 + 0.0009i
-6.6021 - 0.0009i
```

Формування матриці H_1 здійснюється за формулою

$$H_1 = |A^3b; A^2b; Ab; b|$$

```
>> A=[-4.405 0 0 0; 0 -0.2534 0 0; 0 0 -6.603 0; 0 0 0 -2.789];
>> b=[2.342; 0.136; 0.2686; 1.139];
>> H1=[A^3*b A^2*b A*b b]
```

```
H1 =
```

```
-200.1818    45.4442   -10.3165    2.3420
  -0.0022     0.0087   -0.0345    0.1360
 -77.3268    11.7109   -1.7736    0.2686
 -24.7098     8.8597   -3.1767    1.1390
```

Характеристичний поліном розімкнутої системи

```
>> syms s
>> a=det(s*eye(4)-A);
>> expand(a)
```

```
ans =
```

```
s^4 + (17563*s^3)/1250 + (158209217*s^2)/2500000 + (120339516221*s)/1250000000 + 20556176351109/1000000000000
```

Характеристичний поліном замкнутої системи

```
>> expand((s+6.603).^4)
```

```
ans =
```

```
s^4 + (6603*s^3)/250 + (130798827*s^2)/500000 + (287888218227*s)/250000000 + 1900925904952881/1000000000000
```

Знаходження твору двох матриць

```
>> Q=transpose (H2) *transpose (H1)
```

```
Q =
```

```
10.9289    11.0325    0.8362    8.3949
48.7036    8.1311    3.7895   36.3064
22.5895    1.8764    2.0004   12.8267
 2.3420    0.1360    0.2686    1.1390
```

Визначення зворотної матриці Q_1 .

```
>> Q1=inv(Q)
```

```
Q1 =
```

```
 0.0290   -0.1275    0.5618   -2.4749
 0.1100   -0.0279    0.0071   -0.0018
-0.0699    0.4618   -3.0495   20.1355
-0.0562    0.1567   -0.4370    1.2187
```

Визначення елементів вектора параметрів, що налаштовуються обчислюється за формулою

$$k = Q^{-1}d$$

```
>> k=Q1*d
```

```
k =
```

```
 0.6758
178.8150
 -0.0001
-11.8877
```

```
>> expand((s+6.603).^4)
```

```
ans =
```

```
s^4 + (6603*s^3)/250 + (130798827*s^2)/500000 + (287888218227*s)/250000000 + 1900925904952881/1000000000000
```

```
>> expand(det(s*eye(4)-A+b*k'))
```

```
ans =
```

```
s^4 + (2436077022374080868114107*s^3)/92233720368547758080000 + (135829267706427949273132025850161680983729
```

Отримання матриці настроюваних параметрів для багатовимірного регулятора за формулою

$$F = q \cdot k^T$$

```
>> F=q*k'
```

```
F =
```

```
0.0676    17.8815    -0.0000    -1.1888
0.0676    17.8815    -0.0000    -1.1888
```

Перевірка розрахунків з використанням оператора модального регулятора та перевірка власних значень розімкнутої та замкнутої системи.

```
>> r
```

```
r =
```

```
-6.6039 + 0.0009i
-6.6039 - 0.0009i
-6.6021 + 0.0009i
-6.6021 - 0.0009i
```

```
>> k=acker(A,b,r)
```

```
k =
```

```
0.6758    178.8150    -0.0000    -11.8877
```

Перевірка власних значень розімкнутої та замкнутої системи

```
>> eig(A)      >> eig(A+B*(-F))
```

```
ans =
```

```
-6.6030
-4.4050
-2.7890
-0.2534
```

```
ans =
```

```
-6.7259 + 0.1243i
-6.7259 - 0.1243i
-6.4801 + 0.1216i
-6.4801 - 0.1216i
```

Обчислення масштабуючого коефіцієнта K_m по формулі

$$k_m = (-C(A - BF)^{-1}B)^{-1}$$

```
>> Km=inv(-C*inv(A-B*F)*B)
```

```
Km =
```

```
-1.6136    24.4314
-1.8435    24.9785
```