

Міністерство освіти і науки України
Криворізький національний університет
Факультет інформаційних технологій
Кафедра автоматизації, комп'ютерних наук і технологій

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА

на здобуття ступеню вищої освіти – магістр
за освітньо-професійною програмою
«Кіберфізичні системи в промисловості, бізнесі та транспорті»

зі спеціальності

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

тема роботи:

*«Автоматизована система управління режимом дуття кисневого
конвертору»*

Виконав ст. гр. АКІТР-24-2м _____ Кучерявий В. О.

Керівник _____ Маринич І. А.

Нормоконтроль _____ Маринич І. А.

Завідувач кафедри _____ Рубан С. А.

КРИВОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет: інформаційних технологій

Кафедра: автоматизації, комп'ютерних наук і технологій

Ступінь вищої освіти: Магістр

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

ЗАТВЕРДЖУЮ

Зав. кафедри: к.т.н. Рубан С.А.

« 15 » травня 2025 р.

ЗАВДАННЯ

на кваліфікаційну роботу магістра

студентові групи АКІТР-24-2м Кучерявому Владиславу Олександровичу

1. Тема кваліфікаційної роботи: «Автоматизована система управління режимом дуття кисневого конвертору»

затверджено наказом по університету № 258с від 13.05.2025 р.

2. Термін здачі кваліфікаційної роботи: 01.12.2025 р.

3. Склад кваліфікаційної роботи: Пояснювальна записка обсягом 82с., презентація у Microsoft PowerPoint (21 слайд) в електронному та друкованому вигляді

4. Консультанти кваліфікаційної роботи:

Розділ 1-3

доц. Маринич І. А.

Нормоконтроль

доц. Маринич І. А.

5. Календарний план:

№	Етапи роботи	Термін виконання
1	<i>Вступ</i>	<i>10.03.25</i>
2	<i>Розділ 1</i>	<i>15.04.25</i>
3	<i>Розділ 2</i>	<i>18.06.25</i>
4	<i>Розділ 3</i>	<i>19.08.25</i>
5	<i>Висновки</i>	<i>15.10.25</i>
6	<i>Оформлення кваліфікаційної роботи</i>	<i>20.11.25</i>
7	<i>Підготовка презентації та графічного матеріалу</i>	<i>28.11.25</i>
8	<i>Підготовка доповіді до захисту</i>	<i>01.12.25</i>

6. Дата видачі завдання: 24.12.2025р.

Керівник _____ /Маринич І. А./

7. Запевнення: Я, Кучерявий Владислав Олександрович, запевняю, що ця кваліфікаційна робота виконана самостійно, не містить академічного плагіату, фабрикації, фальсифікації. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело.

Із чинним Положенням про академічну доброчесність Криворізького національного університету ознайомлений.

Чітко усвідомлюю, що в разі виявлення у кваліфікаційній роботі умисних порушень робота не допускається до захисту або оцінюється незадовільно.

Здобувач _____ / Кучерявий В. О./

АНОТАЦІЯ

Кучерявий В. О. Автоматизована система управління режимом дуття кисневого конвертору : кваліфікаційна робота магістра : 174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка. Кривий Ріг. Криворізький національний університет, 2025. 82 с.

Метою роботи є зниження собівартості киснево-конвертерної сталі шляхом оптимального керування параметрами режиму дуття з використанням модельно-прогнозуючого керування.

У першому розділі встановлено, що в Україні киснево-конвертерна плавка залишається основним, хоча поступово скорочується, способом виробництва сталі, тому розробка ресурсозберігаючих технологічних режимів є актуальним. Для ефективного керування режимом дуття доцільно застосовувати модельно-прогнозуючі регулятори, що прогнозують поведінку об'єкта, оптимізують структуру управління та забезпечують мінімізацію лінійно-квадратичного функціоналу в режимі реального часу, підвищуючи якість регулювання киснево-конвертерного процесу.

У другому розділі проаналізовано керування режимом дуття та розроблено модель у просторі станів, на основі якої проведено розрахунок налаштувань ПІД-регуляторів САР інтенсивності дуття та ступеня окиснення вуглецю і виконано синтез модельнопрогнозуючого регулятора, а система досліджена на спостережуваність і керованість за критерієм Калмана. Синтезовано спостерігач стану Луенбергера, а оптимізацію лінійно-квадратичного функціоналу проведено методом Хука-Дживса.

У третьому розділі проведено імітаційне моделювання перехідних процесів для розглянутих САР режиму дуття киснево-конвертерного процесу та виконано порівняльний аналіз комбінованої САР і МПК

АЛГОРИТМ КЕРУВАННЯ, КИСНЕВО-КОНВЕРТЕРНИЙ ПРОЦЕС,
МОДЕЛЬНО-ПРОГНОЗУЮЧЕ КЕРУВАННЯ, МОДЕЛЬ В ПРОСТОРІ СТАНІВ,
ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ

ANNOTATION

Kucheriavyi V. O. Automated Control System for the Oxygen Converter Blowing Regime : Master's Qualification Thesis : 174 – Automation, computer-integrated technologies, and robotics. Kryvyi Rih. Kryvyi Rih National University, 2025. 82 p.

The aim of this work is to reduce the production cost of oxygen-converter steel through optimal control of the blowing regime parameters using model predictive control.

In the first chapter, it was established that oxygen-converter steelmaking remains the primary, albeit gradually declining, method of steel production in Ukraine, making the development of resource-saving technological modes highly relevant. For effective control of the blowing regime, it is advisable to use model predictive controllers, which forecast the behavior of the system, optimize the control structure, and ensure real-time minimization of a linear-quadratic functional, thereby improving the regulation quality of the oxygen-converter process.

In the second chapter, the control of the blowing mode is analyzed and a state-space model is developed. Based on this model, the PID controller settings for the automatic control systems of blowing intensity and carbon oxidation degree are calculated, and a model predictive controller is synthesized. The system is examined for observability and controllability according to the Kalman criterion. A Luenberger state observer is synthesized, and the optimization of the linear-quadratic functional is performed using the Hooke–Jeeves method.

In the third chapter, simulation of the transient processes is carried out for the considered automatic control systems of the blowing mode in the oxygen–converter process, and a comparative analysis of the combined automatic control system and the model predictive control is performed.

Keywords:

CONTROL ALGORITHM, OXYGEN-CONVERTER PROCESS, MODEL PREDICTIVE CONTROL, STATE-SPACE MODEL, OPTIMAL CONTROL

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ	6
ВСТУП.....	7
РОЗДІЛ 1. ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ТА АНАЛІЗ МЕТОДІВ КЕРУВАННЯ.....	10
1.1 Опис та характеристика технологічного процесу.....	10
1.2 Огляд і аналіз методів керування параметрами режиму дуття...	13
1.3 Особливості застосування модельно-прогнозуючого керування.....	25
1.4 Постановка завдання дослідження.....	27
Висновки за розділом.....	30
РОЗДІЛ 2 МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ТА ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ.....	32
2.1 Математичне моделювання режиму продувки киснево- конвертерного процесу.....	32
2.2 Основна ідея підходу модельно-прогнозуючого керування.....	40
2.3 Реалізація комбінованої системи автоматичного регулювання параметрами режиму дуття.....	42
2.4 Побудова модельно-прогнозуючого регулятора.....	48
Висновки за розділом.....	53
РОЗДІЛ 3. ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНОЇ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ.....	55
3.1 Процедура імітаційного моделювання комбінованої системи автоматичного регулювання режимом дуття	55
3.2 Імітаційне моделювання модельно-прогнозуючого керування параметрами режиму дуття.....	60
3.3 Дослідження чутливості модельно-прогнозуючого керування.....	70
Висновки за розділом.....	75
ВИСНОВКИ.....	77
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	79

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

АСК – автоматизована система керування;
АСУТП – автоматизована система управління технологічним процесом;
КК – кисневий-конвертер;
ККП – киснево-конвертерний процес;
МПК – модельно-прогнозуючого керування;
МПП – модельно-прогнозуючий регулятор;
ОКГ – охолоджувач конвертерних газів;
ПІД – пропорційно-інтегрально-диференціальний;
ПЛК – програмований логічний контролер;
РД – реально диференціальний;
САР – система автоматичного регулювання;
ТОУ – технологічний об'єкт управління;
DMC – Dynamics Matrix Control;
IDCOM – Identification and Command;
ISA – International Society of Automation;
ISE – Integral of the square error;
LQ – Liner Quadratic;
MAC – Model Algorithmic Control;
MPC – Model Predictive Control;
ST – Structured text.

ВСТУП

Виробництво сталі є багатоступеневим і технологічно складним процесом, що потребує використання різноманітного технологічного, енергетичного та транспортного обладнання, кожне з яких повинно мати належний рівень автоматизації. Основним агрегатом для отримання сталі з рідкого чавуну та металобрухту шляхом продування киснем є кисневий конвертер. На сьогодні саме киснево-конвертерний спосіб вважається найпоширенішим у світі та продовжує активно розвиватися.

В Україні провідними методами виплавки сталі залишаються киснево-конвертерний процес і мартенівське виробництво, однак частка останнього постійно скорочується через його нерентабельність та значну залежність від дефіцитного природного газу. Мартенівські печі поступово замінюють кисневі конвертери, які вирізняються кращими техніко-економічними характеристиками - вищою продуктивністю та меншими витратами на одиницю виробленої сталі.

Упродовж останніх років ключовими напрямками здешевлення виробництва киснево-конвертерної сталі є вихід агрегатів на проектну потужність, збільшення ресурсу футерівки конвертерів, а також удосконалення, оптимізація та автоматизація технологічного процесу.

Актуальність роботи. Сьогодні як в Україні, так і у світі надзвичайно актуальною залишається проблема енергозбереження та зниження собівартості виплавки сталі. Металургійні комбінати працюють у умовах жорсткої конкуренції, головною причиною чого є висока енергоємність української продукції. Це пов'язано зі значним зношенням обладнання та використанням застарілих технологій. Одним із ключових недоліків киснево-конвертерного виробництва є необхідність забезпечення початкового теплового заряду (у вигляді рідкого чавуну), що, у свою чергу, обмежує можливість збільшення частки металобрухту у шихті. Зазвичай у конвертер завантажують до 30% брухту від загальної маси металу, а решту становить рідкий чавун - дорожча сировина, яка потребує окремого

доменного виробництва. Через це одним із пріоритетних завдань розвитку киснево-конвертерного процесу є збільшення частки металевого лому у виробництві сталі.

На сьогодні існує кілька відомих методів підвищення вмісту брухту в шихті: попередній нагрів металобрухту поза межами конвертера та допалювання монооксиду вуглецю до діоксиду безпосередньо в порожнині конвертера. Оскільки відхідні гази з агрегату в основному містять CO, ефективним способом є його допалювання до CO₂. Цей підхід не вимагає встановлення нового обладнання - достатньо правильно регулювати дуттьовий режим, зокрема висоту опускання фурми та витрату кисню.

Мета та завдання дослідження. Аналіз вітчизняних і зарубіжних публікацій дозволяє зробити узагальнення та окреслити мету й ключові завдання даної роботи.

Метою роботи є зменшення собівартості киснево-конвертерної сталі шляхом оптимізації керування параметрами дуттьового режиму із застосуванням модельно-прогнозуючого підходу.

Для досягнення мети роботи необхідно вирішити такі завдання:

- дослідити специфіку технологічного процесу продувки киснево-конвертерної плавки та визначити вплив дуттьових параметрів на собівартість виробництва сталі;
- проаналізувати наявні методи та підходи до керування параметрами дуттьового режиму в киснево-конвертерному процесі;
- визначити основні параметри, що впливають на перебіг продувки, та провести ідентифікацію моделі дуттьового режиму;
- розглянути підходи до побудови систем керування й розробити математичну модель системи керування процесом продувки киснево-конвертерної плавки;
- виконати моделювання системи керування дуттьовим режимом для киснево-конвертерної плавки.

Методи дослідження. У роботі використовувалися методи теорії автоматичного керування, імітаційне комп'ютерне моделювання, модель в

просторі станів, метод оптимального параметричного синтезу, апарат передавальних функцій, , метод послідовних наближень, методи лінійного програмування, чисельні методи рішення диференціальних рівнянь.

Практична цінність отриманих результатів. Розроблені в межах роботи структура та алгоритми оптимального керування параметрами дуттьового режиму на основі модельно-прогнозуючого підходу дозволяють підвищити ефективність керування киснево-конвертерним процесом. Їх застосування сприятиме скороченню енергетичних витрат та покращенню екологічних показників продувки за рахунок більш повного допалювання CO до CO₂, що, у підсумку, забезпечить зниження собівартості киснево-конвертерної сталі.

Комплексний підхід до реалізації інтелектуальної системи керування процесом продувки ванни дає змогу збільшити частку металобрухту в шихті без потреби зміни існуючої технології. Це, у свою чергу, сприятиме інтенсифікації сталеплавильного виробництва та зменшенню його загальної вартості.

РОЗДІЛ 1

ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ТА АНАЛІЗ МЕТОДІВ КЕРУВАННЯ

1.1 Опис та характеристика технологічного процесу

Гірничо-металургійний комплекс України є однією з ключових галузей національної економіки, адже він об'єднує підприємства чорної та кольорової металургії, гірничозбагачувальні комбінати, феросплавні та коксохімічні заводи, а також підприємства, що спеціалізуються на виробництві широкої номенклатури металевих виробів. До структури комплексу входять підприємства повного циклу - від видобутку та первинної переробки руди до виготовлення готової металопродукції. Така інтегрованість забезпечує сталість виробничих процесів, але водночас потребує значних енергетичних і матеріальних ресурсів.

В Україні історично склалися три основні регіони чорної металургії, розвиток яких зумовлений природними ресурсами та виробничою інфраструктурою: Донецький, Приазовський та Придніпровський. У цих регіонах зосереджені найбільші поклади залізних руд, антрациту й коксівного вугілля, що створює сприятливі умови для повного металургійного циклу. Крім цього, тут зосереджена велика частина трудових ресурсів, наукових установ та підприємств машинобудування, які забезпечують металургію обладнанням.

Гірничозбагачувальні комбінати (ГЗК), що виконують первинну переробку залізної руди, працюють переважно в Криворізькому басейні -одному з найбільших у Європі. Саме тут здійснюється збагачення руди, виробництво концентрату та окатків, які надалі використовуються металургійними підприємствами України та експортуються до інших країн. Основні металургійні центри розташовані у Маріуполі, Запоріжжі, Дніпрі та Кривому Розі, де працюють великі комбінати з виплавки чавуну і сталі, виготовлення прокату та феросплавів.

На глобальному рівні киснево-конвертерний процес (ККП) стрімко став основною технологією у виробництві сталі. Його популярність пояснюється

високою продуктивністю, низькою собівартістю та енергоефективністю. Станом на кінець 2019 року частка сталі, отриманої за ККП, становила 71,6% від світового виробництва [1], і ця тенденція продовжує зберігатися. Сталий ріст світового попиту на сталь у будівництві, машинобудуванні, транспортній галузі та інфраструктурних проектах стимулює подальший розвиток металургійних виробництв та впровадження нових технологій, спрямованих на зниження енергоспоживання.

Кисневий конвертер є ключовою ланкою цього процесу. Він призначений для виробництва сталі з рідкого чавуну із додаванням сталевих брухту, які переробляються шляхом інтенсивного продування ванни киснем. Такий спосіб дозволяє швидко та ефективно окиснювати вуглець та інші домішки в розплавленому металі, тим самим забезпечуючи високу якість готової сталі. У киснево-конвертерному процесі використовується водоохолоджувальна фурма, через яку кисень подається зверху з великою швидкістю, що забезпечує інтенсифікацію хімічних реакцій та суттєве скорочення тривалості плавки [13]. Конструкція та автоматизація роботи конвертера постійно вдосконалюються, що дозволяє збільшувати частку сталевих брухту в шихті, покращувати енергоефективність і мінімізувати втрати тепла.

Таким чином, гірничо-металургійний комплекс України відіграє стратегічну роль у промисловому розвитку держави, а киснево-конвертерний процес - у формуванні сучасних тенденцій металовиробництва, де ключовими факторами успіху є енергоощадність, оптимізація ресурсів та високий рівень автоматизації.

Процес виплавки сталі в кисневому конвертері (рис.1.1) традиційно поділяють на кілька основних етапів [14]:

Завантаження сталевих брухту: Частка сталевих брухту у шихті може досягати близько 25%. До сталевих брухту висувають вимоги, аналогічні вимогам у звичайних сталеплавильних процесах: мінімальний вміст фосфору та сірки, відсутність домішок кольорових металів та значного шару іржі. Крім того, контролюють максимальний розмір шматків брухту, оскільки надто великі

фрагменти можуть не встигнути розплавитися за час продувки та навіть пошкодити футеровку під час завантаження.

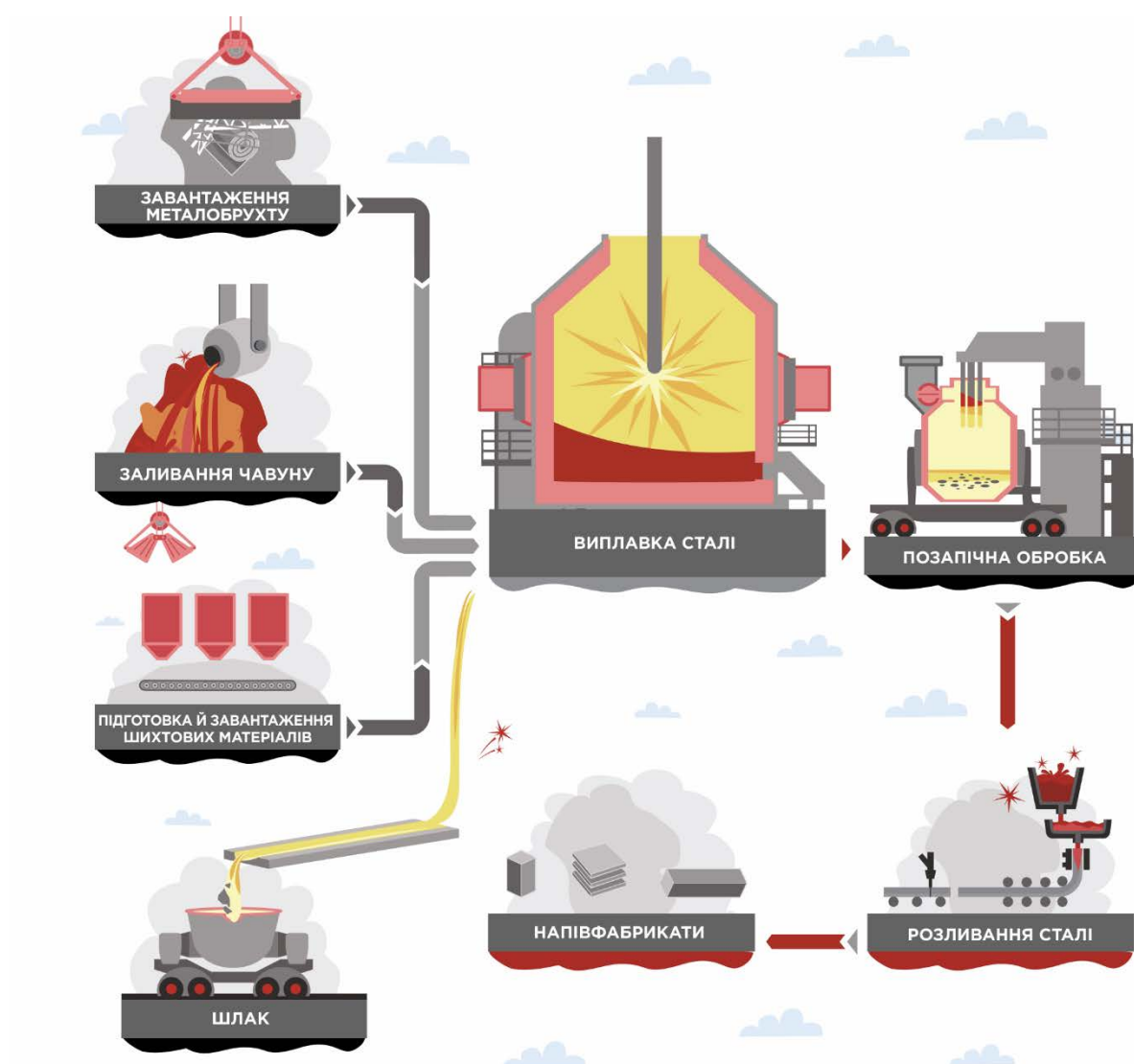


Рисунок 1.1 – Структура конвертного виробництва сталі

– *Заливка рідкого чавуну та продувка ванни киснем:* Основною складовою шихти в киснево-конвертерному виробництві є рідкий чавун, який надходить до конвертера з міксерного або чавуновізного відділення. Чавуновізний ківш підводять до конвертера одразу після завершення випуску попередньої плавки. Під час заливки чавуну агрегат утримують у похилому положенні, аналогічно до етапу завалки металобрухту.

- *Введення сипучих матеріалів для формування шлаку:* Компоненти, що утворюють шлак, подають автоматизованою системою, яка включає бункери для зберігання, живильники, вагові пристрої та лотки, якими матеріал надходить у горловину конвертера. Така система дає змогу здійснювати подачу сипучих матеріалів без зупинки продувки відповідно до програми, заданої оператором з пульта керування.
- *Контроль температури металу та відбір проб:* Для забезпечення необхідної температури й хімічного складу наприкінці продувки, у процесі плавки періодично здійснюють вимірювання температури і беруть проби металу та шлаку. Для цього кисневі конвертери оснащують спеціальними термозондами [9], які є невід'ємною частиною сучасного обладнання цього типу.
- *Злив металу та шлаку:* Досягнувши заданих параметрів, продувку припиняють, фурму піднімають, а конвертер нахиляють для зливу сталі через сталевипускний отвір. Керування зливом здійснює оператор з головного чи допоміжного поста. Під час випуску металу до струменя можуть додавати легувальні домішки. Після цього агрегат нахиляють у протилежний бік для зливу рідкого шлаку в шлаковий ківш через горловину конвертера.
- *Огляд футерівки та підготовка конвертера до наступної плавки:* Після завершення усіх операцій проводять візуальний огляд футерування та виконують необхідні підготовчі роботи перед наступним циклом.

1.2 Огляд і аналіз методів керування параметрами режиму дуття

Сучасний киснево-конвертерний процес являє собою складне, високотехнологічне та майже повністю автоматизоване виробництво, оснащене широким спектром контрольно-вимірювальних приладів і засобів регулювання. В умовах активного розвитку металургійної галузі все більшої актуальності набувають завдання, пов'язані зі створенням ресурсозберігаючих технологічних режимів виплавки сталі, удосконаленням теоретичних основ процесу продувки та впровадженням практичних енергозберігаючих рішень. Особливу увагу

приділяють підвищенню ефективності засвоєння теплової енергії та оптимізації керування ходом плавки.

Оскільки процес виплавки сталі відзначається високою інтенсивністю та динамічністю, оператор конвертера не завжди має фізичну можливість своєчасно опрацювати великий обсяг технологічних даних, обрати оптимальний режим продувки та оперативно втрутитися у перебіг процесу. Це часто призводить до відхилення фактичного режиму від оптимального, порушення закономірностей шлакоутворення та виникнення небажаних технологічних явищ - спінювання або звертання шлаку, що у свою чергу супроводжується викидами, втратами металу та погіршенням умов роботи.

Статистика свідчить, що за умов ручного керування лише 45–50 % плавок, а подекуди й менше, вдається завершити вдало з першої спроби. Тому особливо важливо правильно встановлювати та контролювати ключові параметри режиму дуття. До них належать інтенсивність подачі кисню, висота розташування фурми над рівнем спокійної металевої ванни, глибина проникнення кисневих струменів, а також тиск та кількість факелів, що формуються під час продувки. Сукупність цих параметрів визначає стабільність процесу, якість отримуваної сталі та економічні показники роботи конвертера.

Основною метою керування киснево-конвертерним процесом (ККП) є забезпечення отримання наприкінці продувки металу з необхідним хімічним складом та заданою температурою. Однак прямий контроль цих параметрів під час самої продувки практично неможливий, оскільки в умовах конвертера відсутні засоби вимірювання, здатні працювати при надзвичайно високих температурах і в агресивному середовищі. Через це виникає нагальна потреба у застосуванні алгоритмів керування, що забезпечують ведення процесу за оптимальною траєкторією, гарантуючи досягнення потрібних параметрів без безпосередніх вимірювань.

Створення автоматизованої системи керування (АСК) процесом конвертерної плавки дозволяє вирішити низку важливих завдань:

- *динамічна стабілізація процесу*, спрямована на підтримання основних технологічних параметрів у визначених межах, забезпечуючи рівномірний і передбачуваний хід продувки;
- *керування середньотраєкторними змінами параметрів*, що передбачає контроль динаміки процесу, корекцію режимів у реальному часі та управління продувкою в умовах замкненого контуру;
- *глибокий аналіз виробничих даних і керування процесом* з метою оптимізації техніко-економічних показників — підвищення виходу придатної сталі, зниження витрат енергії, флюсів та кисню.

Для побудови ефективної АСК ККП у світовій практиці використовуються різні методи та підходи. Серед них:

- застосування статичних і динамічних прогнозних моделей [1], які ґрунтуються на обробці результатів проміжних вимірювань, виробничої статистики та аналізу «вдалих» плавок;
- контроль кінцевих параметрів плавки [2], що дає змогу своєчасно коригувати хід процесу;
- динамічне керування продувкою [1], яке враховує швидкоплинність процесів у ванні конвертера та дозволяє адаптивно регулювати режим дуття.

У сучасних дослідженнях пропонується застосування новітніх інтелектуальних підходів. Наприклад, у роботі [3] показано, що використання нейронних мереж із алгоритмом зворотного поширення помилки дозволяє ефективно аналізувати великі масиви виробничих даних. Це дає можливість прогнозувати поведінку технологічних параметрів та оптимізувати процес продувки.

Ще один перспективний напрям — це оптимальне динамічне керування режимом дуття на основі прогнозуючих математичних моделей [4]. Дослідження демонструють, що такий підхід дає змогу значно точніше забезпечувати досягнення заданого хімічного складу та температури металу наприкінці продувки, що позитивно впливає на якість готової сталі. Однак при цьому існує певний недолік: підвищення температури часто спричиняє перегрів елементів

водоохолоджувальних систем конвертера, що, у свою чергу, може зменшувати довговічність обладнання та знижувати його продуктивність.

У процесі продувки конвертерної ванни автоматизована система керування виконує низку критично важливих завдань. Основним серед них є забезпечення погодженості процесів рафінування металу та його нагрівання при стабільному й надійному дуттьовому режимі. Наприкінці продувки система має точно визначити момент її завершення, оскільки саме від цього залежить досягнення необхідних властивостей металу [4].

Автоматизована система управління технологічним процесом (АСУТП) киснево-конвертерної плавки функціонує в режимі реального часу та забезпечує керування об'єктом відповідно до заданого критерію оптимальності. Цей критерій включає як технологічні параметри, так і техніко-економічні показники, що дає змогу підвищити ефективність виробництва сталі та стабільність роботи агрегату.

До основних керуючих впливів належать:

- маса чавуну та сталевих брухтів, що завантажуються у конвертер;
- витрата кисню та режим його подачі;
- положення й висота розташування фурми над рівнем металевої ванни;
- кількість вводимих добавок, флюсів і розкислювачів.

Ці впливи обмежуються низкою кількісних і технічних обмежень, які визначаються конструкцією конвертера, параметрами фурми, можливостями газоходу охолоджувача конвертерних газів (ОКГ), доступністю енергоресурсів і діючою технологією продувки шихти, що є фізично й хімічно збалансованою [5]. Граничні умови формуються у вигляді допустимих областей режимів роботи основних технологічних об'єктів керування (ТОУ).

Під час продувки доводиться вирішувати компромісну задачу вибору раціональної витрати дуття, оскільки процес характеризується низкою протилежних вимог. У традиційних підходах інтенсивність продувки регулюють, спираючись на початкові умови плавки, швидкість декарбонізації або температуру газів, що відходять із конвертера. Основним критерієм керування при цьому виступає недопущення викидів. Однак дотримання цієї умови нерідко призводить

до зниження продуктивності агрегату та погіршення надійності роботи через можливий перегрів водоохолоджувальних елементів [6].

У системах статичного керування плавкою прагнуть забезпечити досягнення заданих значень масової частки вуглецю та температури металу. Для цього використовують усереднені величини концентрації вуглецю в металевій ванні, що окислюється до CO, а також значення оксидів заліза та марганцю у кінцевому шлаку [6]. Вплив цих параметрів значною мірою визначається саме дуттьовим режимом, тому його необхідно постійно коригувати.

Щоб врахувати фактичне засвоєння кисню розплавом, інтенсивність продувки підлаштовують за результатами контролю теплових потоків на поверхнях водоохолоджувальних елементів [4]. У реальній виробничій практиці витрату кисню найчастіше підтримують на максимально можливому рівні протягом усієї продувки. Це пояснюється прагненням скоротити її тривалість і, як наслідок, підвищити продуктивність конвертера. Проте надмірна інтенсивність дуття може мати зворотний ефект: виникає ризик неповного розплавлення брухту та ускладнення утворення шлаку, що негативно позначається на стабільності та якості процесу [4].

При реалізації динамічного керування витратою кисневого дуття враховуються як початкові умови плавки, так і характеристики поточного теплового стану агрегату. На початковому етапі вимірюють такі параметри, як кількість циклів експлуатації футерування конвертера, стан та ефективність роботи охолоджувача конвертерних газів (ОКГ), насипну густину сталевих брухту, масову частку кремнію в рідкому чавуні та його температуру. Додатково відстежують температурне розширення екранних труб підйомного газоходу ОКГ, що дає змогу оцінити теплові процеси у водоохолоджувальних елементах під час продувки. На основі цих даних у систему керування вносять корекцію, яка компенсує перехідні режими теплового навантаження та враховує похідну температурного розширення металевих конструкцій [2]. Такий підхід підвищує точність і надійність управління процесом у реальному часі.

У ході продувки можливі ситуації, коли необхідна оперативна зміна витрати дуття через незадовільний процес шлакоутворення. Якщо шлак стає надмірно густим і в'язким, його розріджують шляхом введення плавикового шпату та підняття фурми, одночасно зменшуючи подачу кисню. У протилежному випадку - коли шлак надто рідкий - виконують додавання вапна, знижують висоту фурми та збільшують витрату дуття для забезпечення більш інтенсивного перемішування та окислення компонентів. Регулювання подачі кисню зазвичай здійснюється в межах $10 \div 15$ %, що дозволяє системі гнучко реагувати на зміну фізико-хімічних параметрів ванни.

Висота розташування фурми є одним із ключових параметрів, що визначають ефективність продувки. Існують оптимальні діапазони висоти, порушення яких призводить до небажаних наслідків. Якщо фурма піднята занадто високо, значна частина кінетичної енергії кисневих струменів втрачається до того, як вони досягають поверхні ванни. У такому випадку кисень вступає у реакцію переважно над поверхнею металу, тобто виникає режим «поверхневого обдуву», який знижує інтенсивність рафінування та декарбонізації. Навпаки, при надмірному заниженні фурми, що відповідає режиму «жорсткого продування», струмені кисню глибоко проникають у металеву ванну. Це спричиняє підсилене винесення крапель металу газовим потоком, пришвидшений знос фурми та погіршення шлакоутворення через зменшення вмісту FeO у шлаку [8].

Оптимальна висота фурми зазвичай становить $1,0 \div 2,5$ м над рівнем спокійної ванни, однак ці межі можуть змінюватися залежно від місткості конвертера та технологічних традицій конкретного виробництва. У роботі [4] відмічено, що ефективність ККП суттєво зростає, якщо висоту фурми змінювати протягом продувки відповідно до актуального стану шлакоутворення та ходу окислювальних реакцій. Плавне регулювання висоти фурми дозволяє прискорити формування шлаку та оптимізувати співвідношення прямого і непрямого окислення.

Сучасні системи керування дедалі частіше застосовують нечітку логіку для автоматичної адаптації положення фурми [6]. Метою такого підходу є збільшення частки CO_2 у відхідних газах, що свідчить про більш повне допалювання оксиду вуглецю та, відповідно, кращу енергоефективність процесу. При значному заглибленні струменів кисень повністю засвоюється металевою ванною, що зміщує реакційну зону всередину розплаву та зменшує утворення залізовмісних оксидів у шлаку. Якщо ж глибину проникнення зменшити шляхом підняття фурми, зона прямого окиснення зміщується ближче до шлаку, що сприяє переходу оксидів заліза у шлакову фазу. Збагачення шлаку FeO прискорює розчинення вапна й інтенсифікує шлакоутворення. Додаткове підвищення фурми дозволяє збільшити ступінь допалювання CO до CO_2 у порожнині конвертера, що позитивно впливає на екологічні та економічні показники процесу.

У роботі [3] показано, що сьогодні в Україні та у світі актуальною залишається проблема енергозбереження й зниження собівартості виплавленої сталі. Металургійні підприємства функціонують в умовах жорсткої конкуренції, основною причиною якої є висока енергомісткість української продукції, зумовлена значною зношеністю основних фондів та застосуванням застарілих технологічних процесів.

Киснево-конвертерний процес (ККП) є одним із провідних способів виробництва сталі, що передбачає переробку рідкого чавуну з додаванням сталевого брухту та продуванням ванни киснем крізь водоохолоджувальну фурму. На сьогодні саме ККП є найпоширенішим у світовій металургії та продовжує зберігати тенденцію до розширення використання.

Основним недоліком киснево-конвертерного способу є необхідність забезпечення початкового теплового балансу за рахунок рідкого чавуну, що, своєю чергою, обмежує можливу частку металобрухту у шихті. Зниження собівартості сталі досягається шляхом збільшення частки металобрухту, що можливе за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO_2 у порожнині конвертера. Це реалізується завдяки оптимальному керуванню параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування (МПК).

Принцип МПК ґрунтується на застосуванні математичної моделі об'єкта та мінімізації функціоналу якості. У даній роботі для оцінювання якості процесу використано лінійно-квадратичний функціонал. Запропоновано прогнозуючу модель із урахуванням обмежень на зміну положення фурми та параметрів пневматичного клапана подачі кисню.

Встановлено, що швидкість знеуглецювання металу суттєво залежить від відстані фурми до рівня спокійної ванни, що безпосередньо впливає на ступінь допалювання СО до СО₂. Процес знеуглецювання є нестационарним і може бути описаний аперіодичною ланкою першого порядку, коефіцієнт передачі та постійна часу якої залежать від періоду плавки та тривалості продувки.

Удосконалено математичну модель дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки за рахунок урахування впливу інтенсивності дуття на процес знеуглецювання ванни, що підвищило точність моделювання та якість керування в умовах зміни витрати кисню протягом продувки. Результати моделювання системи автоматичного керування підтверджують, що модельно-прогнозуючий регулятор забезпечує підтримання необхідного рівня СО₂ у конвертерних газах навіть за умов коливань витрати кисню на продувку.

Робота [4] присвячена застосуванню модельно-прогнозуючого керування (МПК) для управління киснево-конвертерним процесом. Метод МПК базується на використанні базової схеми зворотного зв'язку, поєднаної з високими адаптивними властивостями, що забезпечує його ефективне використання при проектуванні та експлуатації складних систем управління. Основні переваги МПК полягають у здатності керувати багатовимірними об'єктами з нелінійною структурою, оптимізувати цільову функцію в реальному часі в межах заданих обмежень на керовані та керівні змінні, а також враховувати невизначеність у моделі об'єкта та зовнішніх збуреннях.

Розробка МПК здійснюється на основі математичної прогнозної моделі об'єкта, яка повинна залишатися відносно простою для забезпечення оперативності обчислень. На кожному кроці прогнозують поведінку об'єкта на визначений проміжок часу, який називається горизонтом прогнозування. Далі здійснюється

оптимізація критерію управління для того, щоб реакція прогнозовної моделі максимально відповідала бажаним параметрам на горизонті прогнозування. Після цього застосовують перше значення керуючого впливу, вимірюють фактичний стан об'єкта наприкінці кроку та зміщують горизонт прогнозування на наступний крок, повторюючи алгоритм послідовно на всьому проміжку процесу.

Результати моделювання автоматичної системи керування показали, що застосування МПК дозволяє підтримувати стабільний вміст вуглекислого газу в конвертерних газах навіть при зміні витрати кисню. Вплив перерегулювання, спричиненого введенням сипучих компонентів у шихту, не перевищує 0,6 %, що відповідає технологічним вимогам процесу. У роботі запропоновано синтез МПК з квадратичним функціоналом, що враховує обмеження на вхідні сигнали, що підвищує безпеку та точність керування.

Особливістю контролю ступеня окислення вуглецю у конвертері є його нестаціонарність, що ускладнює використання класичних методів управління. Підхід МПК дозволяє мінімізувати цільову функцію, яка характеризує якість процесу, та забезпечує прогнозовану поведінку об'єкта керування, що максимально наближена до його фактичного стану. Оптимальне керування ступенем згоряння СО до СО₂ досягається через мінімізацію лінійно-квадратичного функціонала з урахуванням технологічних обмежень. Виконання умови одночасного досягнення потрібного хімічного складу та температури металу забезпечується регулюванням витрати кисню та положення фурми.

Впровадження описаних методів МПК дозволяє не лише підтримувати стабільність процесу, але й сприяє збільшенню питомої ваги металобрухту у шихті та скороченню тривалості плавки без необхідності зміни технологічного процесу, що підвищує економічну та енергетичну ефективність виробництва сталі.

У роботі [5] проведено комплексне дослідження сучасного стану та основних тенденцій розвитку металургійних підприємств як України, так і світу. Виявлено низку чинників, які стримують розвиток вітчизняної металургійної галузі: застарілі технологічні процеси, відсутність ефективних регіональних програм підтримки, обмежений асортимент продукції, необхідність відповідності міжнародним

стандартам якості, посилення конкурентного тиску на внутрішньому та зовнішньому ринках, значне фізичне зношення основних засобів, а також низька інвестиційна привабливість галузі.

Статистичні дані свідчать, що у 2018 році частка експорту української металопродукції до країн ЄС становила 34 %, тоді як до Туреччини – 13 %. Проведено аналіз діяльності підприємств галузі, що дозволив визначити перспективні напрями її розвитку в умовах сучасної економіки України. Також виявлено ключові стримуючі фактори, що гальмують прогрес металургійних підприємств, і надано відповідні рекомендації щодо їх усунення.

Для підвищення ефективності та конкурентоспроможності галузі пропонується комплекс заходів. Серед них – адаптація досвіду провідних світових лідерів, таких як Китай, з метою впровадження повного виробничого циклу на території країни, модернізація науково-технічної та інженерної баз, а також тісна взаємодія з хімічною промисловістю для вдосконалення властивостей сталі та чавуну.

Одним із ключових кроків розвитку галузі є створення державного регулюючого органу, який координуватиме діяльність металургійних підприємств, сприятиме впровадженню сучасних енергоефективних та екологічно чистих технологій, організовуватиме співпрацю з інвесторами для оновлення обладнання. Реалізація цих заходів забезпечить виробництво високоякісної, конкурентоспроможної продукції українськими підприємствами та сприятиме зміцненню їхніх позицій на внутрішньому та зовнішньому ринках, запобігаючи перетворенню країни лише на сировинний придаток для інших держав.

У роботі [6] показано, що у сучасній сталеливарній промисловості впроваджено сенсорні системи для збору даних, а також розвинуті системи моніторингу та управління технологічними процесами виплавки сталі. Разом із тим, залишаються низка проблем, пов'язаних із зберіганням даних, недостатнім рівнем інтеграції каналів передачі інформації між різними ланками виробництва та наявністю помилкових або неповних наборів даних, що значно ускладнює контроль якості продукції.

Вирішення цих проблем можливе завдяки застосуванню методів штучного інтелекту (ШІ), що дозволяють аналізувати великі обсяги даних, виявляти прогалини та помилки, а також прогнозувати оптимальні режими виробництва сталі. Використання машинного навчання дає змогу обробляти великі набори даних і одночасно оптимізувати процеси виплавки та властивості кінцевого продукту. Сучасні обчислювальні ресурси та алгоритмічні розробки значно збільшили швидкість і точність таких моделей, що прискорює прийняття рішень у виробничих процесах.

При розгляді стратегій оптимізації великомасштабних промислових процесів враховуються численні фактори, проте існують обмеження через неповні дані. Сталеливарна промисловість як одна з найбільших у світі галузей постійно стикається з підвищеним попитом на продукцію, що характеризується високою функціональністю та стабільною якістю. Саме тому інтегровані дослідження, що базуються на даних, спрямовані на прогнозування та оптимізацію хімічного складу та якості кінцевої продукції, стають ключовими для сучасного виробництва сталі.

У роботі застосовано методи машинного навчання у поєднанні з фундаментальними знаннями та розрахунками за принципами першого порядку, а також із зворотним зв'язком у моделі нейронної мережі зворотного поширення (NN). Інтеграція інтелектуального аналізу даних і методів ШІ дозволяє здійснювати більш обґрунтовані прогнози, підвищувати ефективність технологічних процесів у сталеплавильних печах та забезпечувати контроль за якістю кінцевого продукту.

Основною метою впровадження таких рішень є посилення цифровізації сталеливарної промисловості, що забезпечує підвищення продуктивності, оптимізацію витрат енергоресурсів та покращення конкурентоспроможності продукції на міжнародних ринках.

У роботі [7] розглянуто застосування динамічної оптимізації для реалізації задачі оптимального керування киснево-конвертерним процесом. Оптимальні значення керуючих впливів визначаються на основі поточного стану

технологічного процесу виплавки сталі, а запрограмовані параметри керування забезпечують стабільне виконання виробничого циклу конвертера.

Взаємозв'язок між різними робочими змінними, такими як температура металу та вміст вуглецю, моделюється на основі аналізу великого масиву фактичних виробничих даних. На підставі цих даних будується індикатор динамічного оптимального керування, що дозволяє визначати оптимальні параметри плавки за поточними умовами. Історичні дані «успішних» плавок використовуються для формування цільових значень, до яких прагне система керування.

Для побудови моделі динамічної оптимізації процесу використовують підхід, що мінімізує відхилення між фактичними значеннями критичних параметрів (температура розплавленої сталі, вміст вуглецю) та їх оптимальними величинами, визначеними за допомогою об'єктивної функції. Для розв'язання цієї задачі застосована методика диференціальної еволюції (DE) з удосконаленою стратегією, що дозволяє ефективно знаходити оптимальні значення кожної робочої змінної та забезпечує точне керування конвертерним процесом.

Результати моделювання з використанням реальних виробничих даних демонструють доцільність і високу ефективність запропонованого підходу. Доведено, що запропонований метод дозволяє значно покращити керування технологічним процесом, забезпечує оптимізацію хімічного складу та температурного режиму металу і ефективно вирішує проблему динамічного керування конвертерною плавкою сталі.

У роботі [8] представлено всебічний огляд комерційно доступної технології прогнозного керування моделлю (Model Predictive Control, MPC), як у лінійному, так і нелінійному варіантах, яка здебільшого ґрунтується на даних, наданих постачальниками MPC. Автори роботи спочатку надають короткий історичний огляд розвитку промислових технологій прогнозного керування, що дозволяє зрозуміти еволюцію методів і алгоритмів від традиційних підходів до сучасних інтелектуальних рішень.

Далі подані результати опитування постачальників технологій контролю та ідентифікації МРС, що дозволяє оцінити сучасні комерційні практики та визначити особливості реалізації МРС у промислових умовах. У роботі детально описано загальний алгоритм керування, а також підходи, які використовує кожен постачальник для різних аспектів розрахунку: побудови прогнозних моделей, оптимізації керуючих впливів та обліку обмежень на процеси.

Особлива увага приділена технології ідентифікації моделей, яка використовується для визначення параметрів об'єкта керування. Автори порівнюють підходи різних постачальників, виділяючи спільні риси та відмінності у методах побудови моделей, обробки даних та оптимізації, що дозволяє виробити комплексне уявлення про сучасний стан комерційних МРС-систем.

Заявки МРС, виконані кожним постачальником, узагальнено за сферами застосування, що дає змогу виявити найбільш поширені галузі використання технологій прогнозного керування, а також ефективність їх впровадження у промислових процесах. У заключному розділі роботи представлено бачення наступного покоління МРС, із акцентом на потенційні можливості для розвитку бізнесу та наукових досліджень, включаючи інтеграцію великих даних, штучного інтелекту та адаптивних алгоритмів, що здатні підвищити ефективність і точність керування складними технологічними об'єктами.

1.3 Особливості застосування модельно-прогнозуючого керування

Одним із сучасних підходів до аналізу та синтезу систем керування, що базуються на математичних методах оптимізації, є теорія управління динамічними об'єктами з використанням прогнозуючих моделей – модельно-прогнозуюче керування (англ. Model Predictive Control, MPC). Розвиток ідей управління з прогнозуючими моделями відбувається в напрямку використання нелінійних моделей, забезпечення стійкості керуючого впливу, надання робастних властивостей замкнутій системі управління та застосування сучасних методів оптимізації.

Ідея оптимізації прогнозованої керуючої дії, яка складає основу МПК-методів, виникла в рамках двох незалежних, проте близьких за суттю підходів. Перший підхід, Dynamics Matrix Control (DMC), розвивався фахівцями компанії Shell Oil, а другий – Model Algorithmic Control (MAC) – був розроблений французькими інженерами хімічної промисловості. На базі останнього підходу вперше був створений комерційний пакет програм IDCOM (Identification and Command), який у значній мірі став прообразом сучасних методів управління з прогнозом.

Ідеологія модельно-прогнозуючого (МП) підходу полягає у наступній схемі управління динамічними об'єктами за принципом зворотного зв'язку (рис. 1.2):

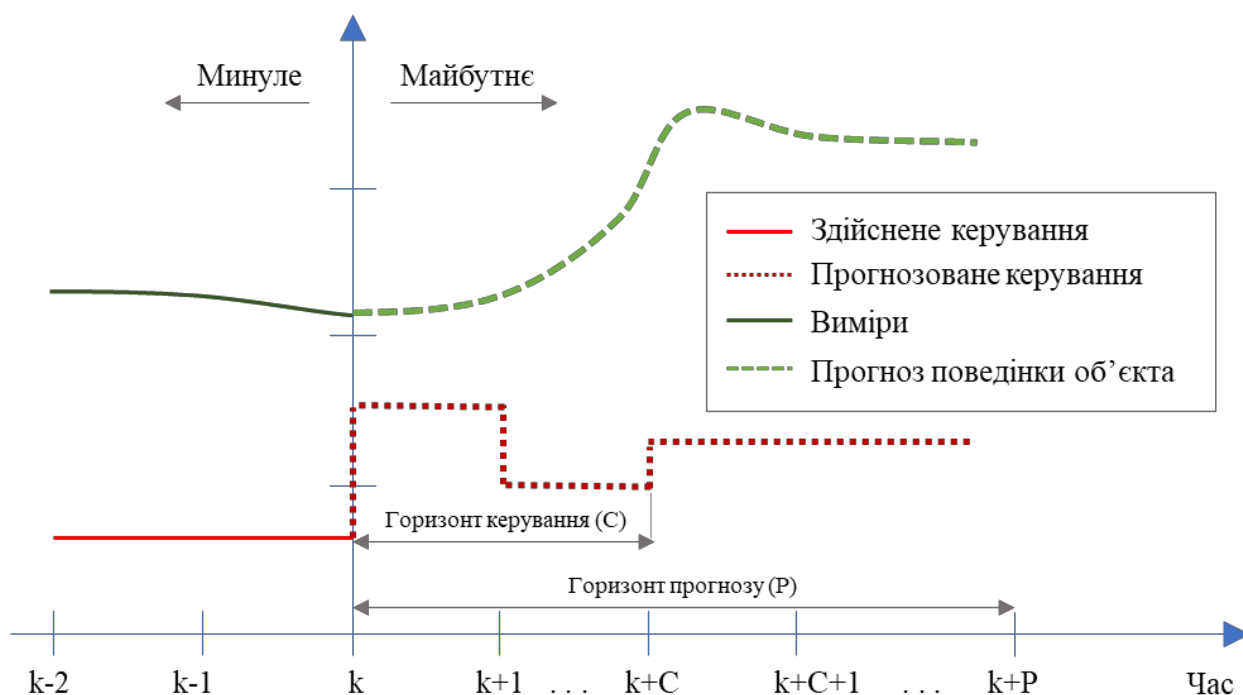


Рисунок 1.2 - Схема управління динамічними об'єктами з МРС

- розглядається математична модель об'єкта, яка є відносно простою, причому її початковими умовами слугує поточний стан об'єкта;
- на основі заданого керування здійснюється прогноз руху об'єкта на визначеному кінцевому відрізку часу, який називають горизонтом прогнозу;
- виконується оптимізація керування, метою якої є наближення прогнозованого стану об'єкта до відповідного заданого значення (уставки) на

горизонті керування;

– реалізується знайдене оптимальне керування, після чого вимірюється або відновлюється фактичний стан об'єкта на кінець кроку; горизонт прогнозу зсувається на крок уперед, і алгоритм повторюється, забезпечуючи адаптивне та динамічне регулювання процесу.

Такий підхід дозволяє ефективно управляти складними та багатовимірними динамічними системами, що містять нелінійності та змінні збурення, оптимізуючи процес у реальному часі.

Прогнозуючу модель об'єкта керування звичайно представляють у вигляді моделі у просторі станів (1.1):

$$\begin{aligned}x_{i+1} &= Ax_i + Bu_i, \\y_i &= Cx_i, \\i &= k + j, j = 0, 1, 2, \dots,\end{aligned}\tag{1.1}$$

де k - номер такту; $y_i \in E^r$ - виміри; $x_i \in E^n$ - стан об'єкта; $u_i \in E^m$ - керуюча дія.

Модель (1.1) описує поведінку об'єкта, а якість керування (1.2) описують застосувавши лінійно-квадратичний функціонал:

$$J_k = J_k(\bar{y}, \bar{u}) = \sum_{j=1}^P \left[(y_{k+j} - r_{k+j})^T R_{k+j} (y_{k+j} - r_{k+j}) + u_{k+j-1}^T Q_{k+j} u_{k+j-1} \right], \tag{1.2}$$

Врахувавши, що рух об'єкта (1.1) в тактах $k+j, j = 1, 2, \dots, P$ визначається тільки як $\bar{u}$, то $J_k = J_k(\bar{y}(\bar{u}), \bar{u}) = J_k(\bar{u})$. Метою модельно-прогнозуючого керування є пошук оптимальної керуючої дії (1.3), тому сформулюємо задачу оптимізації по відношенню до функціоналу (1.2):

$$J_k(\bar{u}) \rightarrow \min_{u \in E^{mP}} \tag{1.3}$$

Близько 90 % усіх промислових контролерів використовують пропорційно-інтегрально-диференційний (ПІД) закон у різних його модифікаціях [10], модельно-прогнозуюче керування (МПК) швидко здобуло популярність, особливо в хімічній та нафтопереробній промисловості. Це пояснюється простотою алгоритму, можливістю

використання моделей процесів у просторі станів та передавальних функцій, а також здатністю ефективно враховувати обмеження на вхідні та вихідні змінні. Моделі процесів у МПК можуть бути як лінійними, так і нелінійними, або навіть представляти собою набір комбінацій моделей [9, 11].

Деякі дослідники поєднують МПК з іншими підходами для генерації завдань локальним контролерам, такими як нечітка логіка [10], штучні нейронні мережі [11] та інші методи штучного інтелекту. При цьому виникає компроміс між досягнутою точністю й якістю керування та складністю реалізації алгоритму, який детально розглянуто в роботі [12].

На сьогоднішній день МПК використовується не лише для прямого керування або оптимізації процесів, а й як наглядний або допоміжний інструмент для інших технологій керування. Наприклад, Hewing та співавтори [11] застосовують МПК для забезпечення безпеки підходу до керування на основі даних під час фази самонавчання. Існує велика кількість способів проектування модельно-прогнозуючого регулятора, що залежить від цілей системи, обраних моделей, наявних обмежень та очікуваної динаміки процесу.

Підсумовуючи можна сказати, що застосування модельно-прогнозуючого керування (МПК) для конкретного ТП здатне суттєво підвищити його продуктивність, що робить цю задачу актуальною з науково-практичної точки зору на сьогоднішній день. МПК зарекомендував себе як провідна та широко розповсюджена технологія керування, що знайшла застосування у багатьох галузях промисловості. Особливу актуальність МПК має при керуванні параметрами дуттьового режиму киснево-конвертерного процесу, оскільки процес зневугледцювання металу є нестаціонарним і потребує оперативного реагування на зміни в стані ванни. Використання модельно-прогнозуючого керування в цьому випадку є цілком виправданим та доцільним.

Основною перевагою МПК, що забезпечує його ефективне застосування на практиці, є відносна простота базової схеми формування зворотного зв'язку у поєднанні з високими адаптивними властивостями. Це дозволяє керувати

багатовимірними та багатозв'язними об'єктами зі складною структурою, що включає нелінійності, оптимізувати процеси в режимі реального часу в рамках обмежень на керовані та керуючі змінні, а також враховувати невизначеності у характеристиках об'єкта та зовнішніх збуреннях.

Разом з тим, для коректного та успішного застосування МПК необхідно попередньо провести глибоке дослідження об'єкта керування, а також здійснити синтез регулятора, який враховує специфіку саме цього об'єкта, його динаміку та технологічні особливості. Такий підхід дозволяє максимально реалізувати потенціал МПК у забезпеченні стабільності, ефективності та оптимізації процесу.

1.4 Постановка завдання дослідження

Впровадження модельно-прогнозуючого керування (МПК) у конкретні технологічні процеси дозволяє значно підвищити їхню ефективність та продуктивність, що робить його застосування надзвичайно актуальним. МПК зарекомендував себе як провідний підхід у промисловому керуванні і активно використовується в різноманітних галузях. Управління параметрами режиму дуття киснево-конвертерного процесу є прикладом доцільного застосування МПК через нестационарність процесу зневуглицювання, що потребує оперативного й точного регулювання.

На основі проведеного аналізу сформульовано мету дослідження: зниження собівартості киснево-конвертерної сталі шляхом збільшення частки металобрухту та підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ у порожнині конвертера через оптимізацію параметрів режиму дуття з використанням модельно-прогнозуючого керування.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

- дослідити специфіку технологічного процесу продувки киснево-конвертерної плавки та визначити вплив дуттьових параметрів на собівартість виробництва сталі;

- проаналізувати наявні методи та підходи до керування параметрами дуттьового режиму в киснево-конвертерному процесі;
- визначити основні параметри, що впливають на перебіг продувки, та провести ідентифікацію моделі дуттьового режиму;
- розглянути підходи до побудови систем керування й розробити математичну модель системи керування процесом продувки киснево-конвертерної плавки;
- виконати моделювання системи керування дуттьовим режимом для киснево-конвертерної плавки.

Висновки до розділу:

Аналітичний огляд наукових робіт, присвячених питанням систем керування параметрами дуття киснево-конвертерного процесу, дозволяє зробити такі висновки:

1. В Україні найбільш розповсюдженим способом виробництва сталі є киснево-конвертерний процес. Проте його частка поступово зменшується через низьку рентабельність та високу витратність дефіцитного природного газу. У сучасних умовах розвитку металургії актуальними є завдання розробки ресурсозберігаючих технологічних режимів виплавки сталі, а також дослідження теоретичних та практичних аспектів енергозберігаючих способів продувки сталеплавильної ванни та підвищення ефективності теплової роботи печей.

2. Одним із перспективних напрямів зниження витрат є утилізація фізичної та хімічної енергії конвертерних газів. Використання частини утвореного газу як палива для нагріву металевого брухту дозволяє збільшити частку брухту у шихті, що призводить до зниження собівартості киснево-конвертерної сталі. Найбільш ефективним способом підвищення ступеня допалювання CO у порожнині конвертера є регулювання відстані фурми над рівнем спокійної ванни, що забезпечує оптимальне засвоєння кисню та рівномірне шлакоутворення.

3. Керування параметрами режиму дуття потребує застосування сучасних методів, зокрема модельно-прогнозуючого регулятора. Відповідно до стратегії

МПР здійснюється прогноз поведінки об'єкта та оптимізація керування, що дозволяє визначити оптимальні параметри дуття киснево-конвертерного процесу. У прогнозуючій моделі використовуються системи звичайних диференціальних рівнянь, а оптимізація здійснюється шляхом мінімізації лінійно-квадратичного функціоналу в режимі реального часу, що характеризує якість процесу регулювання.

4. Використання МПР дозволяє досягти кількох практичних результатів:

- забезпечення стабільного ходу процесу та заданого хімічного складу металу наприкінці продувки;
- зменшення періоду плавки завдяки оптимальному керуванню інтенсивністю дуття, що підвищує продуктивність конвертера;
- підвищення частки металобрухту у шихті, що знижує витрати на рідкий чавун і тим самим собівартість сталі;
- зменшення втрат тепла та викидів шкідливих газів за рахунок контролю ступеня допалювання CO до CO₂, що покращує екологічні показники виробництва.

5. Таким чином, застосування модельно-прогнозуючого керування для управління параметрами режиму дуття ККП є ефективним та сучасним підходом, що дозволяє одночасно підвищити продуктивність, знизити собівартість та поліпшити екологічні характеристики процесу виплавки сталі.

РОЗДІЛ 2

МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ТА ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

2.1 Математичне моделювання режиму продувки киснево-конвертерного процесу

У сучасних умовах розвитку металургії особливо важливими є завдання створення ресурсозберігаючих режимів виплавки сталі, дослідження теоретичних і практичних аспектів енергозберігаючих методів продувки сталеплавильної ванни технологічним газом та підвищення ефективності теплової роботи печей. Одним із шляхів зменшення витрат є використання енергії відхідних газів конвертера, зокрема допалювання CO до CO₂. Керування режимом продувки ККП вимагає контролю масової частки CO₂ та інтенсивності продувки, при цьому вміст CO₂ розраховується за балансовими рівняннями газів у дутті, повітрі та газоході [7], а обсяг газів у газоході визначається за балансовим рівнянням вмісту аргону та азоту [8].

Математична модель динамічного контролю продувки, що враховує розподіл дуттьового кисню між металом, шлаком і конвертерним газом, представлена системою диференційних рівнянь, які описують матеріальний та тепловий баланс у конвертері та газоході ОКГ. При побудові моделі просторові градієнти керуючих параметрів не враховуються, передбачається відсутність хімічної та температурної неоднорідності у ванні завдяки інтенсивному перемішуванню. Основний внесок у масообмін і тепловий баланс здійснюють термохімічні реакції окиснення вуглецю та заліза. Конвертерний газ, що утворюється під час зневуглецювання, складається з CO та CO₂; у робочому просторі ванни частина оксиду вуглецю перетворюється на діоксид, а реакції горіння заліза та CO зменшують коефіцієнт засвоєння кисню у ванні і уповільнюють його швидкість витрачання.

У роботі [13] було встановлено залежність ступеню засвоєння кисню від інтенсивності дуття, у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.1).

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x_1'(t) \\ x_2'(t) \\ x_3'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \\ -\frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} \end{bmatrix} u_{vO_2}(t), \\ \gamma_{CO_2}(t) = \begin{bmatrix} k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (2.1)$$

Модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу представимо у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.2).

Виконаємо моделювання процесу продувки у середовищі Matlab Simulink. Модель електроприводу Matlab Simulink зображена на рис. 2.1.

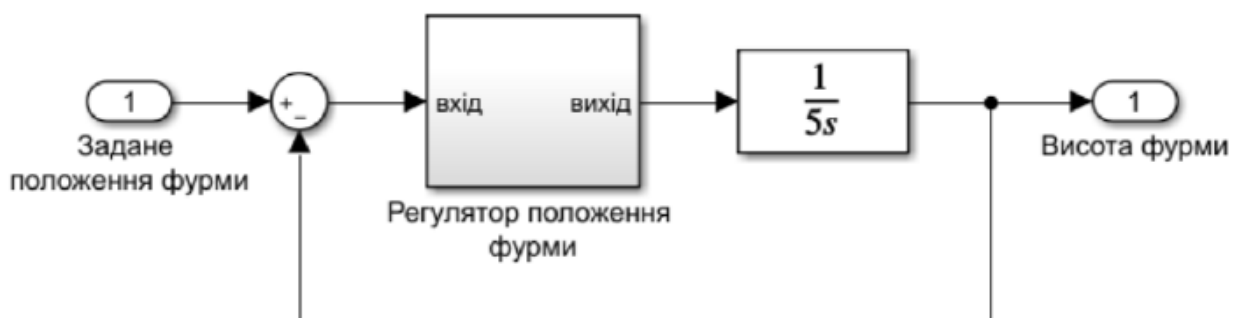


Рисунок 2.1 – Модель переміщення фурми

$$\begin{aligned}
 & \begin{bmatrix} x_1'(t) \\ x_2'(t) \\ x_3'(t) \\ x_4'(t) \\ x_5'(t) \\ x_6'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{3\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{2\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} & -\frac{T_{2\gamma CO_2}^H(\tau)}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \times \\
 & \times \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \\ x_5(t) \\ x_6(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_{vO_2}(t) \\ H(t) \end{bmatrix} \\
 & \begin{bmatrix} v(t) \\ \gamma_{CO_2}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} k_v^{u_{O_2}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & k_{\gamma CO_2}^{u_{O_2}} & 0 & 0 & k_{\gamma CO_2}^H & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \\ x_5(t) \\ x_6(t) \end{bmatrix}
 \end{aligned} \tag{2.2}$$

На рисунку 2.2 наведено модель регулятора положення фурми, який представлено у вигляді трипозиційного елемента з зоною повернення $\Delta_n = 0,005$ і зоною нечутливості $\Delta_H = 0,01$.

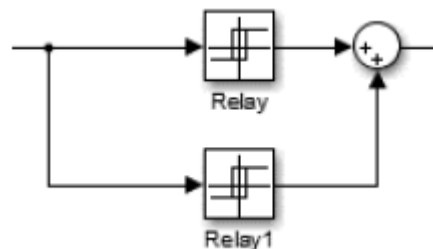


Рисунок 2.2 - Модель регулятора положення фурми

Обраний алгоритм розв'язку рівнянь ode23s (stiff/mod. Rosenbrock) з можливістю зміни величини кроку (variablestep). Точність розрахунків, як абсолютна так і відносно становить – 0,00001. Механізм переміщення фурми описано інтегральною ланком першого порядку, а швидкість переміщення фурми дорівнює 0,2 м/с.

Результати моделювання наведені на рисунках 2.3-2.6

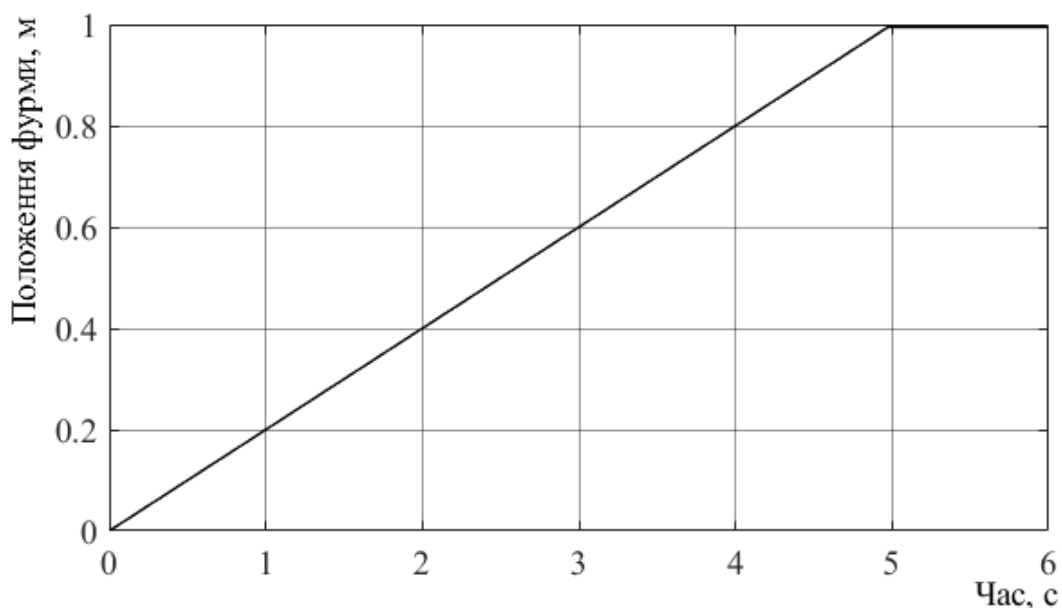


Рисунок 2.3 - Перехідний процес моделі переміщення фурми

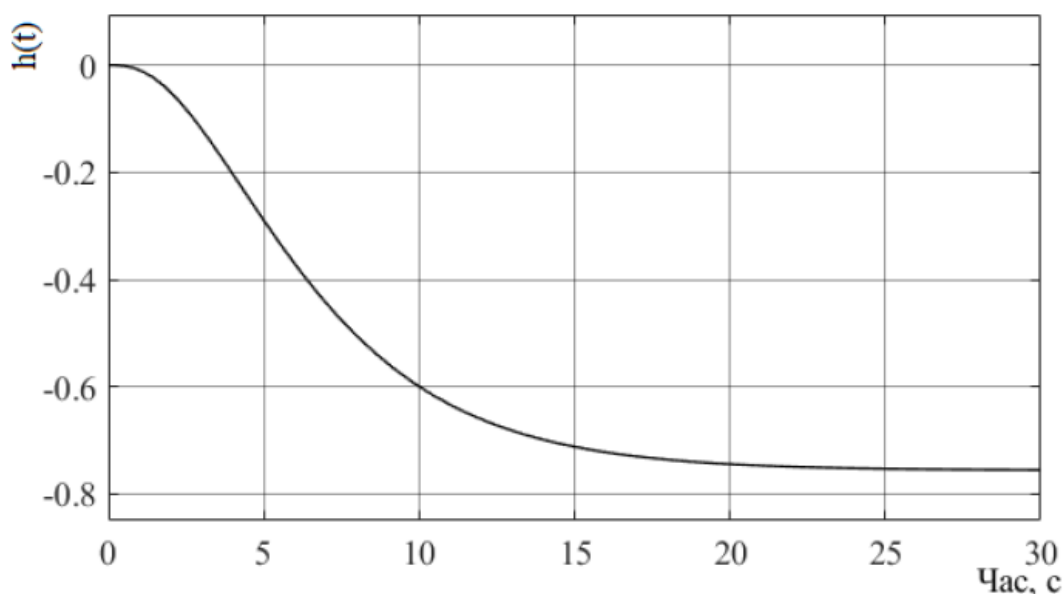


Рисунок 2.4 - Перехідна характеристика системи по каналу: зміна положення пневмоклапану кисню – вміст вуглекислого газу

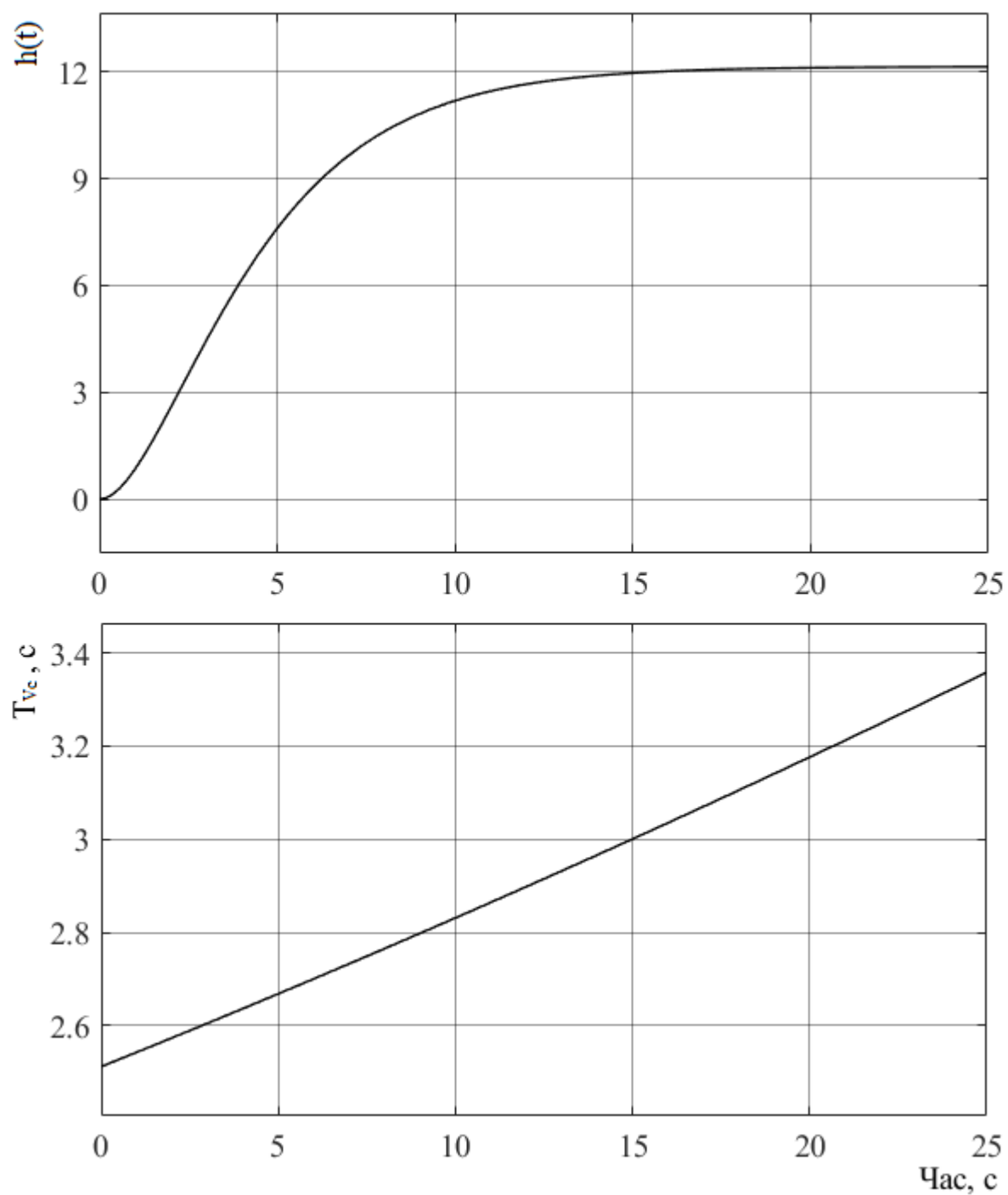


Рисунок 2.5 - Перехідна характеристика системи по каналу: зміна положення фурми – вміст вуглекислого газу

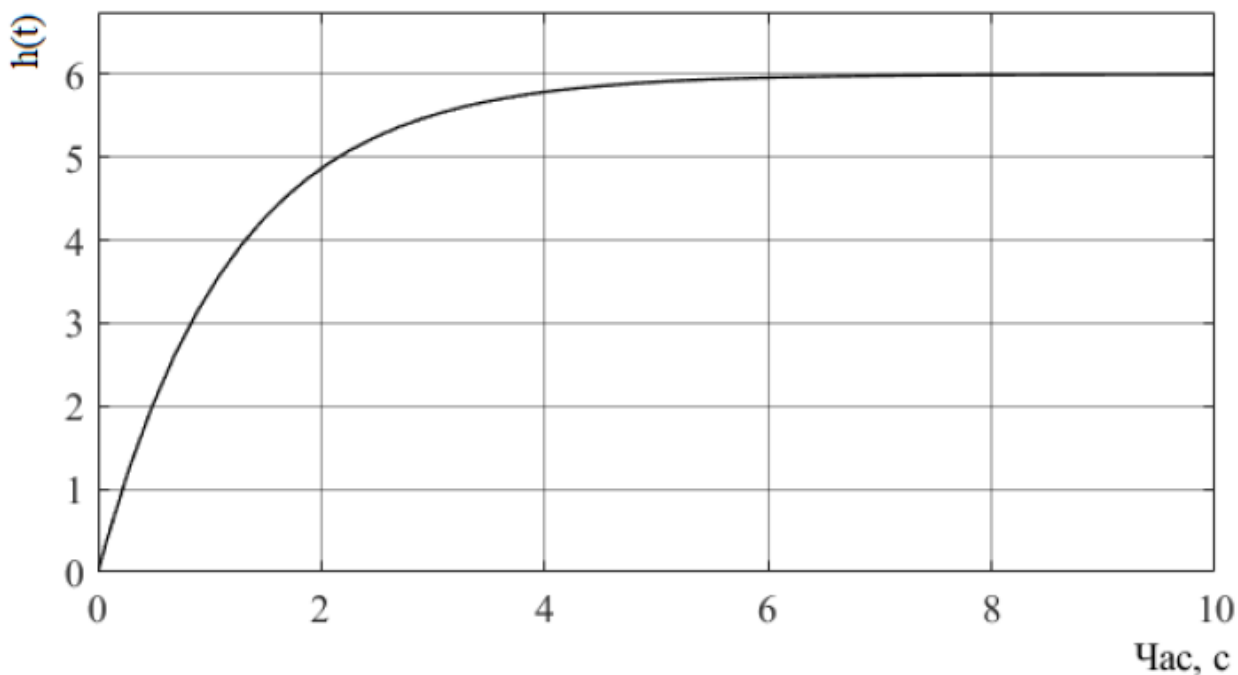


Рисунок 2.6 - Перехідна характеристика системи по каналу: зміна положення пневмоклапану кисню – витрата кисню

Перетворимо неперервну модель (2.2) в дискретну модель в просторі станів, для цього застосуємо метод Ейлера [21], який базується на апроксимації першої похідної у момент часу $t=kT_0$

$$x'(t) = \frac{dx(t)}{dt} \approx \frac{1}{T_0} (x((k+1)T_0) - x(kT_0)), \quad (2.3)$$

де k – номер такту, T_0 – час квантування, с.

Після застосування отриманої формули до рівняння системи в просторі станів, одержимо:

$$A_d = I + T_0 \cdot A, \quad B_d = T_0 \cdot B, \quad (2.4)$$

де B_d – дискретизована матриця входу системи, A_d – дискретизована матриця динаміки системи.

Одержимо матриці A_d та B_d для неперервної моделі:

$$\left\{ \begin{aligned} A_d &= \begin{bmatrix} 1 - \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_0 T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & T_0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau)}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\ B_d &= T_0 \begin{bmatrix} \frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix}. \end{aligned} \right. \quad (2.5)$$

Модель режиму продувки у вигляді керованої канонічної форми дискретної моделі у просторі стану буде мати вигляд наведений у (2.6).

Отримана модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу в формі керованої канонічної дискретної моделі у просторі стану (2.6) буде використана під час розробки прогнозуючої моделі процесу, складової МПР.

$$\begin{aligned}
& \begin{bmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \\ x_3(k+1) \\ x_4(k+1) \\ x_5(k+1) \\ x_6(k+1) \end{bmatrix} = A_d \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \end{bmatrix} + B_d \cdot \begin{bmatrix} u_{vO_2}(k) \\ H(k) \end{bmatrix} \\
& \begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{CO_2}(k) \end{bmatrix} = C_d \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \end{bmatrix} \\
& A_d = \begin{bmatrix} 1 - \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_0 T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & T_0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau)}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\
& B_d = \begin{bmatrix} \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\
& C_d = \begin{bmatrix} k_v^{u_{O_2}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} & 0 & 0 & k_{\gamma_{CO_2}}^H & 0 \end{bmatrix}
\end{aligned} \tag{2.6}$$

2.2 Основна ідея підходу модельно-прогнозного керування

Одним із провідних сучасних підходів до аналізу та проектування систем керування, що спирається на математичні методи оптимізації, є концепція управління динамічними об'єктами за допомогою прогнозних моделей - модельно-прогнозуюче керування. Розвиток цього напрямку передбачає активне впровадження нелінійних моделей, забезпечення стійкості керуючих дій, підвищення робастності замкнених систем та використання новітніх оптимізаційних методів.

Ідеологія модельно-прогнозуючого керування ґрунтується на такій загальній схемі роботи системи (рис. 2.7), що реалізує принцип зворотного зв'язку [33]:

1. Спершу використовується математична модель об'єкта (звичайно спрощена), початкові умови якої визначаються поточним станом системи. Для заданого керувального впливу виконується прогноз динаміки об'єкта на певному кінцевому інтервалі часу, який називають горизонтом прогнозу.

2. Далі проводиться оптимізація керування. Її мета полягає в тому, щоб забезпечити максимально точне наближення прогнозованих регульованих величин до заданих значень (уставок) на вибраному горизонті керування.

3. На наступному етапі отримане оптимальне керування подається на об'єкт, після чого здійснюється вимірювання або реконструкція фактичного стану системи наприкінці поточного кроку.

4. Горизонт прогнозування зсувається вперед на один крок, після чого алгоритм знову повторює виконання пунктів 1–3.

Ключовою перевагою модельно-прогнозного керування, яка забезпечує його ефективне застосування в побудові та експлуатації сучасних систем управління, є відносна простота базового механізму формування зворотного зв'язку у поєднанні з високою здатністю до адаптації [12]. Завдяки цьому підходу стає можливим керування багатовимірними та багатозв'язними об'єктами зі складною структурою, включно з нелінійними характеристиками.



Рисунок 2.7 - Загальна схема управління динамічними системами із застосуванням модельно-прогнозуючого методу

МПК дозволяє оптимізувати процеси в режимі реального часу, зважаючи на обмеження щодо керуючих і керованих параметрів, а також брати до уваги невизначеності в поведінці об'єкта та дію збурень [13]. Додатково цей метод дає можливість враховувати транспортні затримки, зміни критеріїв якості регулювання та навіть роботу системи в умовах відмов окремих датчиків.

Розглянемо основну постановку задачі модельно-прогнозного керування. Нехай динаміка об'єкта описується співвідношенням (2.7):

$$x(t) = f(t, u(t)), \quad x(0) = x_0, \quad (2.7)$$

де вектора стану та керуючих дій можна представити наступним чином:

$$x \in \mathbb{E}^n, \quad u \in \mathbb{E}^m, \quad t \in [0, \infty).$$

Введемо множини допустимих станів X та допустимих управляючих впливів U , для яких виконується співвідношення: для будь-якого $t \in [0, \infty)$ маємо $x(t) \in X$ та $u(t) \in U$. Як приклад, область допустимих значень може мати вигляд (2.8):

$$\begin{aligned} U &= \{u \in \mathbb{E}^m : u_i^{\min} \leq u_i \leq u_i^{\max}, i = 1, \dots, m\}, \\ X &= \{x \in \mathbb{E}^n : x_j^{\min} \leq x_j \leq x_j^{\max}, j = 1, \dots, n\}, \end{aligned} \quad (2.8)$$

де $u_i^{\min}$, $u_i^{\max}$, $x_j^{\min}$, $x_j^{\max}$ - задані дійсні константи.

Вважатимемо, що метою управління системою (2.7) є виконання умов (2.9):

$$\lim_{t \rightarrow \infty} (x(t) - r_x(t)) = 0, \quad \lim_{t \rightarrow \infty} (u(t) - r_u(t)) = 0, \quad (2.9)$$

де $r_x(t)$ та $r_u(t)$ - задані векторні функції, що визначають бажану траєкторію руху об'єкта.

Якість управління оцінюємо за допомогою функціоналу виду:

$$J = J(x(t), u(t)). \quad (2.10)$$

Класична задача оптимального керування формулюється як пошук такої керуючої дії $u(t) \in U$, яка забезпечує досягнення мети (2.9), виконує всі обмеження (2.8) і мінімізує цільову функцію (2.10).

2.3 Реалізація комбінованої системи автоматичного регулювання параметрами режиму дуття

У сучасних умовах інтенсифікації виробничих процесів, необхідності підвищення рентабельності та забезпечення технологічної безпеки особливої актуальності набуває задача оптимізації та модернізації структури систем автоматичного регулювання (САР). Незважаючи на активний розвиток сучасних методів керування, зокрема модельно-прогнозуючого керування та нечіткої логіки, близько 90 % промислових регуляторів і надалі використовують ПД-закон регулювання [15].

Попри тривалу історію досліджень і значну кількість наукових праць та патентів [14], практичне застосування ПД-регуляторів супроводжується рядом проблем, серед яких найтипівішими є:

- відсутність уніфікації структурних реалізацій ПД-регуляторів;
- труднощі коректної реалізації диференційної складової [55];
- наявність інтегрального насичення та пов'язаних із ним динамічних спотворень [16];

– потреба у забезпеченні плавного перемикання режимів регулювання при зміні технологічних умов [17].

Нині у літературі описано велику кількість структурних модифікацій ПД-регулятора [18]. Таке різноманіття пояснюється як складністю практичної реалізації регуляторів, так і комерційними аспектами, зокрема прагненням виробників ускладнювати структуру та приховувати особливості роботи обладнання [21]. Найпоширенішими формами подання ПД-закону є три варіанти [22].

1. Класична (послідовна) форма яка історично походить від перших пневматичних і електромеханічних регуляторів.

$$W_C(s) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right),$$

2. Паралельна форма що інтуїтивно зрозуміла, однак критикується через відмінності у розподілі коефіцієнтів та особливості практичного налаштування [23].

$$W_C(s) = K_P + \frac{1}{T_i s} + T_d s,$$

3. Стандарт ISA визнаний міжнародною організацією ISA як основний стандарт для промислових застосувань.

$$W_C(s) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right),$$

Перехід між наведеними формами здійснюється шляхом відповідних математичних перетворень.

У реальних умовах більшість допущень класичної теорії автоматичного керування (лінійність об'єкта, ідеальність виконавчого механізму, відсутність шумів) не виконуються. Серед ключових проблем виділяють такі.

– Високочастотні шуми та необхідність фільтрації

Диференціальна складова суттєво підсилює шум, що потребує застосування згладжувальних фільтрів, які, у свою чергу, погіршують швидкодію системи [17, 18].

- Нелінійності типу «обмеження» та інтегральне насичення

У промислових установках завжди присутні обмеження щодо: потужності виконавчих механізмів; швидкості зміни керуючого сигналу; робочих положень органів керування.

Інтегральне насичення залишається однією з найпоширеніших проблем, для якої наявні численні варіанти компенсації, але універсального рішення досі не існує [21, 24].

- Плавне перемикання режимів регулювання

Практична експлуатація технологічного обладнання супроводжується частою зміною режимів, тому система повинна забезпечувати безударне перемикання параметрів при збереженні стійкості [35, 57].

- Вибір періоду дискретизації

У цифрових регуляторах вибір періоду дискретизації істотно впливає на точність реалізації інтегральної та диференціальної складових ПД-закону [71].

Процес налаштування ПД-регуляторів є ключовим етапом пусконаладжувальних робіт і має прямий вплив на якість функціонування технологічного процесу. Проте, як свідчать дослідження до 30 % ПД-регуляторів у промисловості налаштовані некоректно [73] та у великій кількості випадків диференційна складова вимикається, оскільки персоналу складно її правильно налаштувати.

Для мінімізації людського фактора активно впроваджуються системи автоматичного налаштування, які зазвичай складаються з таких етапів:

- автоматизована ідентифікація об'єкта;
- розрахунок параметрів регулятора;
- запис отриманих значень у пристрій керування [73].

Методи ідентифікації

- Аналітичний метод за перехідною характеристикою. Недоліком є потреба в численних допущеннях щодо порядку моделі, лінійності та наявності транспортного запізнення. Приклад застосування - контролери Honeywell UDC6000 [58].

- Релейний тест (метод автоколивань Зіглера–Ніколса). Найпоширеніший у промислових умовах завдяки простоті, надійності та незалежності результатів від порядку об'єкта [35].

Попри наявність широкого спектра комерційних систем автоматичного налаштування [54], їх висока вартість обмежує можливість впровадження.

Сучасні тенденції розвитку ПД-регуляторів сфокусовані на:

- удосконаленні структурних модифікацій ПД-регуляторів;
- розробці методів компенсації збурень;
- інтеграції моделей об'єкта управління (підхід internal model control - ІМС) [75].

Однак такі методи часто вимагають високої точності моделі, ускладнюють структуру регулятора та не завжди ефективні за наявності суттєвих запізнювань [76].

Динаміка промислових процесів є складною, нелінійною та змінною залежно від режимів роботи. У цих умовах класичний ПД-регулятор не завжди забезпечує необхідну якість управління, тоді як використання лише МПК є надмірно складним і ресурсомістким.

Тому доцільним є створення комбінованої системи автоматичного регулювання, яка поєднує:

- простоту реалізації та технологічну надійність ПД-регулятора;
- високу точність МПК та його здатність враховувати обмеження;
- підвищену стійкість до збурень і параметричних змін.

Основна структурна схема комбінованої САР наведена на рис. 2.8. Вона містить ПД-контур із зворотним зв'язком і додатковими механізмами компенсації збурень та шумів.

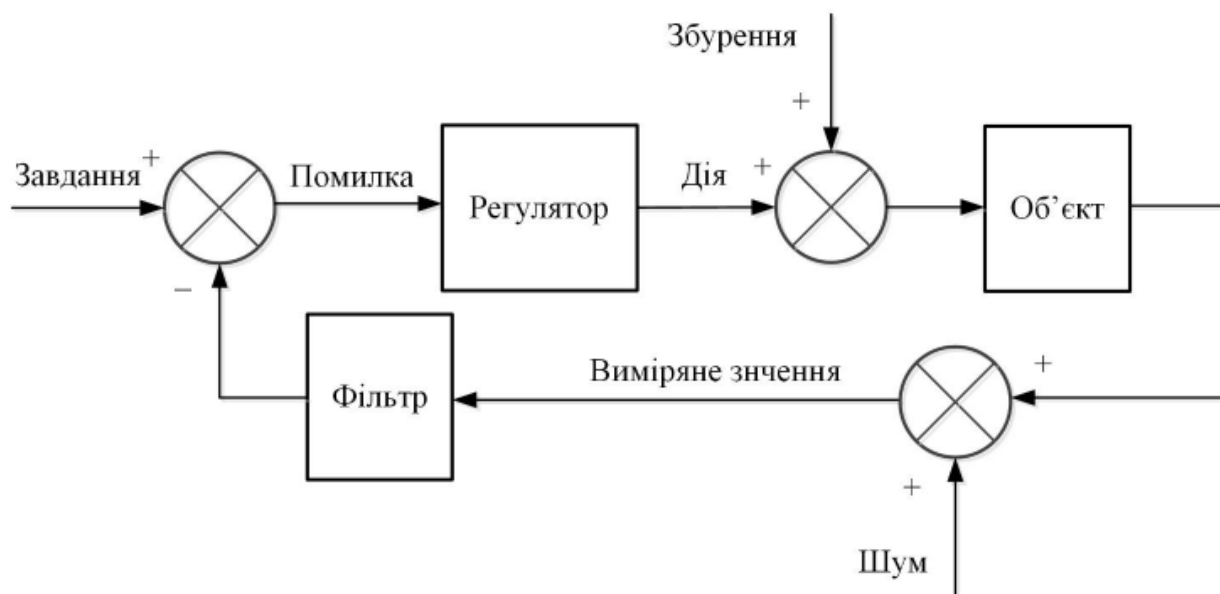


Рисунок 2.8 - Структурна схема САР зі зворотним зв'язком в умовах дії зовнішніх збурень і вимірювального шуму.

Для проведення досліджень була використана типова структура ПД-регулятора, рекомендована стандартом ISA [35]. Оцінювання якості регулювання під час практичної реалізації ПД-регулятора здійснюється на основі інтегрального квадратичного критерію (Integral of Square Error, ISE), наведеного у формулі (2.11).

$$ISE = \int_0^{t_2} e(t)^2 dt. \quad (2.11)$$

Якість процесу регулювання за критерієм ISE визначається величиною квадратичного розбалансу в часі. Налаштування системи на цей показник якості дає змогу мінімізувати тривалість перехідного процесу, оскільки значні відхилення регульованої змінної від заданого значення мають підвищену вагу через зведення їх до квадрату. Завдяки цьому критерій ISE є інформативним показником і широко застосовується в методах параметричного налаштування регуляторів.

Для визначення параметрів ПД-регуляторів у системі керування було використано експрес-метод Minimum ISE Zhuang and Atherton [58]. Далі виконується розрахунок ПД-регулятора (2.12) для процесу зміни ступеня

окиснення вуглецю до CO_2 залежно від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни Н.

$$\begin{aligned}
 K_p &= \frac{1,048}{K_m} \left(\frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{12,15} \left(\frac{5,6}{1,9} \right)^{0,897} = 0,227 \left[\frac{\mathcal{M}}{\%_{\text{CO}_2}} \right], \\
 T_i &= \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{5,6}{1,195 - 0,368 \frac{1,9}{5,6}} = 5,23 [c], \\
 T_d &= 0,489 \cdot T_m \left(\frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 5,6 \left(\frac{1,9}{5,6} \right)^{0,888} = 1,05 [c].
 \end{aligned} \tag{2.12}$$

Далі виконується розрахунок ПД-регулятора (2.13) для процесу зміни інтенсивності подачі кисню залежно від положення пневмоклапана.

$$\begin{aligned}
 K_p &= \frac{1,048}{K_m} \left(\frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{6} \left(\frac{1,2}{0,1} \right)^{0,897} = 1,62 \left[\frac{\%}{\frac{\mathcal{M}^3}{x\theta}} \right], \\
 T_i &= \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{1,2}{1,195 - 0,368 \frac{0,1}{1,2}} = 1,03 [c], \\
 T_d &= 0,489 \cdot T_m \left(\frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 1,2 \left(\frac{0,1}{1,2} \right)^{0,888} = 0,065 [c].
 \end{aligned} \tag{2.13}$$

Зміна інтенсивності подачі кисню впливає на ступінь окиснення вуглецю до CO_2 і описується диференціальним рівнянням. При цьому система керування інтенсивністю дуття виступає як зовнішнє збурення для системи регулювання вмісту CO_2 .

Отримані динамічні характеристики реального диференційного компенсатора наведено у рівнянні (2.14):

$$W_{PD}^K(s) = K_k \frac{T_k s}{T_k s + 1} = 0,35 \frac{8,9_k s}{8,9_k s + 1}. \quad (2.14)$$

В результаті виконання розрахунків ПІД-регуляторів (2.13, 2.14) та реального диференційного компенсатора було сформовано комбіновану систему автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу моделювання, аналіз якої буде виконано у третьому розділу.

2.4 Побудова модельно-прогнозуючого регулятора

Розробка модельно-прогнозуючого регулятора включає три основні етапи: побудову прогнозуючої моделі, визначення функціоналу, що характеризує якість регулювання, та вирішення оптимізаційної задачі - пошук такої стратегії керування, яка забезпечує мінімум функціоналу. Для побудови прогнозуючої моделі використовується математична модель режиму дуття киснево-конвертерного процесу, отриману раніше. У системі автоматичного регулювання продувки киснево-конвертерного процесу розглядається задача програмного керування та стабілізації при виникненні збурень, що вимагає переходу до інкрементної форми прогнозуючої моделі в просторі станів, наведеної у рівнянні (2.15).

$$\begin{aligned} \Delta u(t) &= u(t) - u(t-1) \Rightarrow u(t) = u(t-1) + \Delta u(t) \\ x'(t) &= Ax(t) + Bu(t-1) + B\Delta u(t). \end{aligned} \quad (2.15)$$

Додаємо новий стан $x_u(t) = u(t-1)$ та перепишемо (2.15) у наступному вигляді:

$$\begin{cases} x'(t) = Ax(t) + Bu(t-1) + B\Delta u(t) \\ x'_u(t) = x_u(t) + \Delta u(t). \end{cases} \quad (2.16)$$

Остаточно одержимо прогнозуючу модель режиму продувки ККП у вигляді канонічної форми в просторі станів:

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x'(t) \\ x_u'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & B \\ 0 & I \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x(t) \\ x_u(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ I \end{bmatrix} \Delta u(t) \\ y(t) = \begin{bmatrix} C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x(t) \\ x_u(t) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (2.17)$$

Отриману неперевну модель можна перетворити у дискретну модель в просторі станів використовуючи метод Ейлера В результаті чого будуть отримані нові матриці (Ad, Bd, Cd) керованої канонічної дискретної форми моделі в просторі станів:

Прогнозуюча модель використовує поточний стан системи як початкову умову для прогнозування. Оскільки безпосереднє вимірювання поточного стану системи неможливе, необхідно розробити спостерігача стану. Перед цим доцільно розглянути поняття спостережуваності. Система вважається спостережуваною, якщо на основі вимірювань вихідних векторів y та керуючих впливів u протягом кінцевого проміжку часу можна однозначно визначити її початковий стан x_0 . Система є повністю спостережуваною, якщо всі її стани можна відстежувати в будь-який момент часу. За критерієм Калмана [27], необхідною та достатньою умовою повної спостережуваності є невиродженість пари матриць A^T та C^T , тобто матриця спостережуваності S_0 повинна мати ранг, рівний кількості станів n . Матриця спостережливості S_0 наведена у рівнянні (2.18).

$$S_0 = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ \dots \\ CA^{n-1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ CA^4 \\ CA^5 \end{bmatrix} \Rightarrow rank(S_0) = 6. \quad (2.18)$$

Оскільки її ранг дорівнює кількості станів системи, вона є спостережуваною, що дозволяє реалізувати спостерігача стану.

Далі виконано аналіз керованості системи, тобто можливості розробки регулятора. Система вважається повністю керованою, якщо для будь-яких моментів часу t_0 та t_1 ($t_1 > t_0$) і будь-яких заданих станів x_0 та x_1 існує керуючий вплив $u(t)$ ($t_0 < t < t_1$), який переводить систему з початкового стану x_0 у кінцевий стан x_1 . За критерієм Калмана [17], необхідною та достатньою умовою керованості є невиродженість пари матриць A та B , тобто матриця керованості S_c повинна мати ранг n .

$$S_c = \begin{bmatrix} B & AB & \dots & A^{n-1}B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} B & AB & A^2B & A^3B & A^4B & A^5B \end{bmatrix} \quad (2.19)$$

$$\Rightarrow \text{rank}(S_c) = 6.$$

Оскільки обидві матриці спостережуваності та керованості мають ранг 6, критерії Калмана виконуються. Це свідчить про те, що система є одночасно спостережуваною та керованою, що дає змогу реалізувати як спостерігача стану, так і регулятор. Структурна схема спостерігача стану системи наведена на рисунку 2.9, а в якості спостерігача використано спостерігача Луенбергера (рис. 2.10).



Рисунок 2.9 - Структурна схема спостерігача стану системи

Основною перевагою застосування спостерігача Луенбергера є наявність додаткового контуру корекції стану, який компенсує розбіжності між прогнозом моделлю та фактичним поведінкою об'єкта.

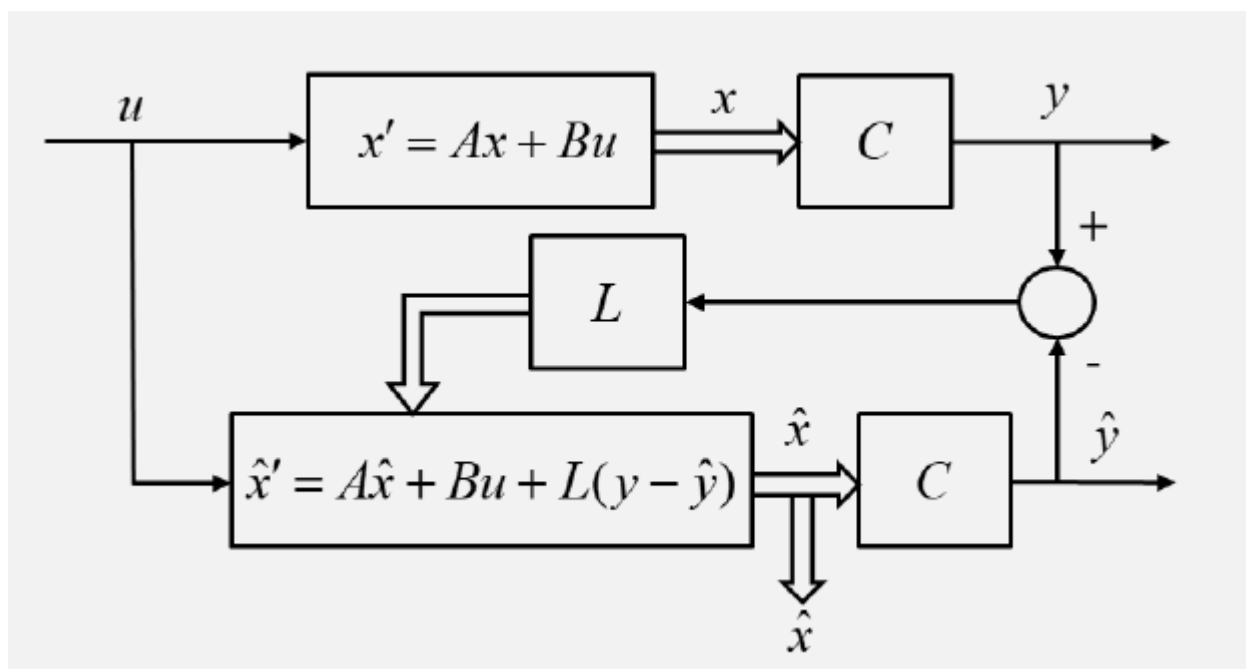


Рисунок 2.10 - Модель спостерігача стану Луенбергера

Математична модель спостерігача Луенбергера

$$x'_e(k) = A \cdot x_e(k) + B \cdot \begin{bmatrix} u_{vo_2}(k) \\ H(k) \end{bmatrix} + L \cdot \left(\begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{co_2}(k) \end{bmatrix} - C \cdot x_e(k) \right), \quad (2.20)$$

де L дискретизована матриця компенсатора спостерігача,

$$L = \begin{bmatrix} l_1 & 0 \\ 0 & l_2 \\ 0 & l_3 \\ 0 & l_4 \\ 0 & l_5 \\ 0 & l_6 \end{bmatrix}$$

Вибраний лінійно-квадратичний функціонал є опуклою функцією, що зумовлює формулювання задачі у вигляді задачі опуклого програмування. Оскільки функціонал заданий алгоритмічно, для його оптимізації було застосовано

методи нульового порядку. Такі методи використовують у випадках, коли неможливо аналітично визначити градієнт цільової функції, або коли її значення обчислюються алгоритмічно, зокрема через проведення натурних чи числових експериментів. Вони ефективні для недиференційованих функцій або функцій, значення яких визначаються з похибкою, що ускладнює точне обчислення похідних. Методи прямого пошуку ґрунтуються виключно на значеннях функції. В якості оптимізаційного алгоритму обрано метод Хука-Дживса (рис. 2.11).

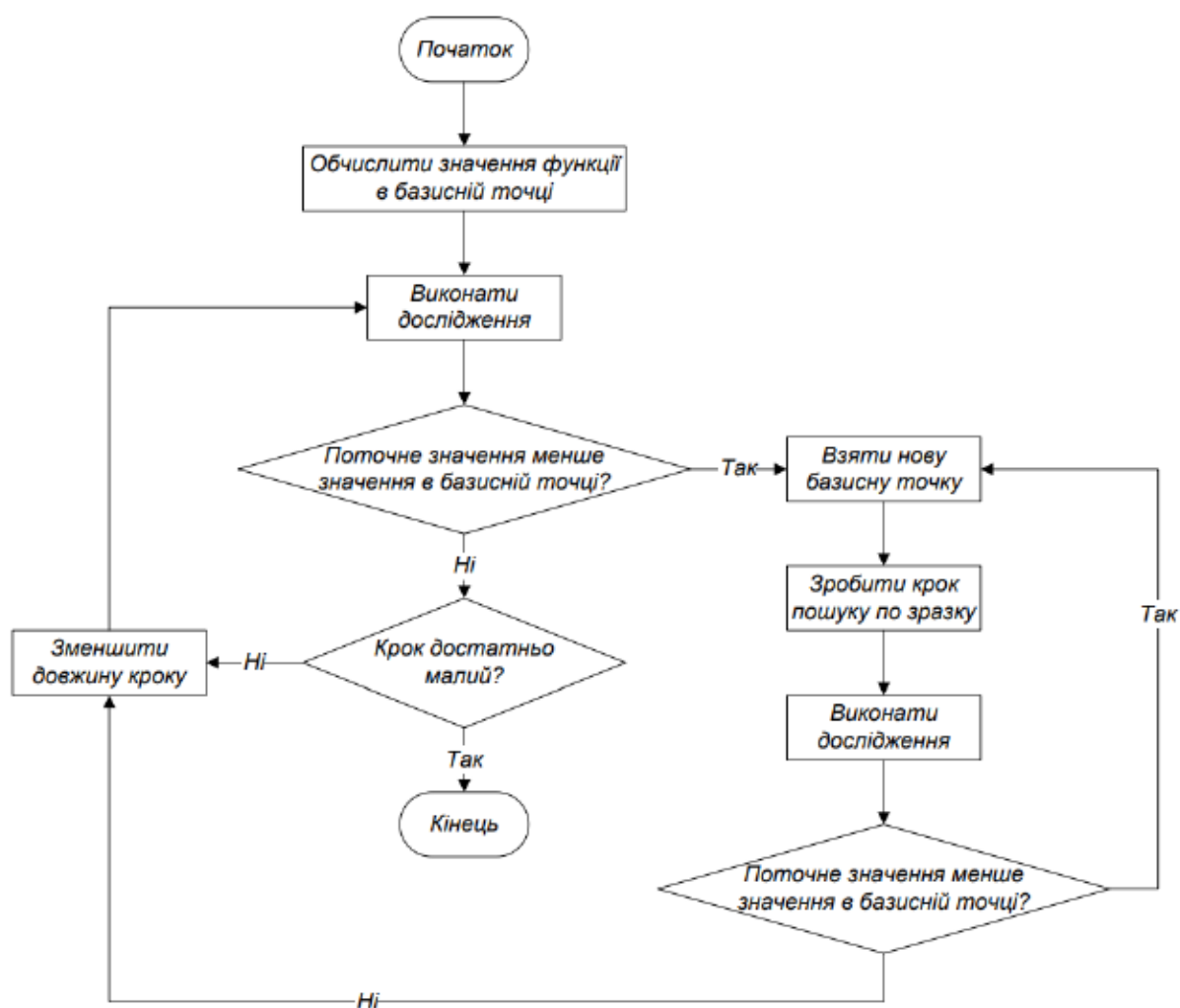


Рисунок 2.11 - Інформаційна схема методу Хука-Дживса

Який забезпечує оптимальне співвідношення між кількістю ітерацій та обчислень цільової функції порівняно з симплексним методом та методом найшвидшого спуску. Пошук за цим методом здійснюється послідовністю кроків, що досліджують функцію в околі базисної точки (рис. 2.12), після чого, у разі

успіху, виконується пошук за зразком.

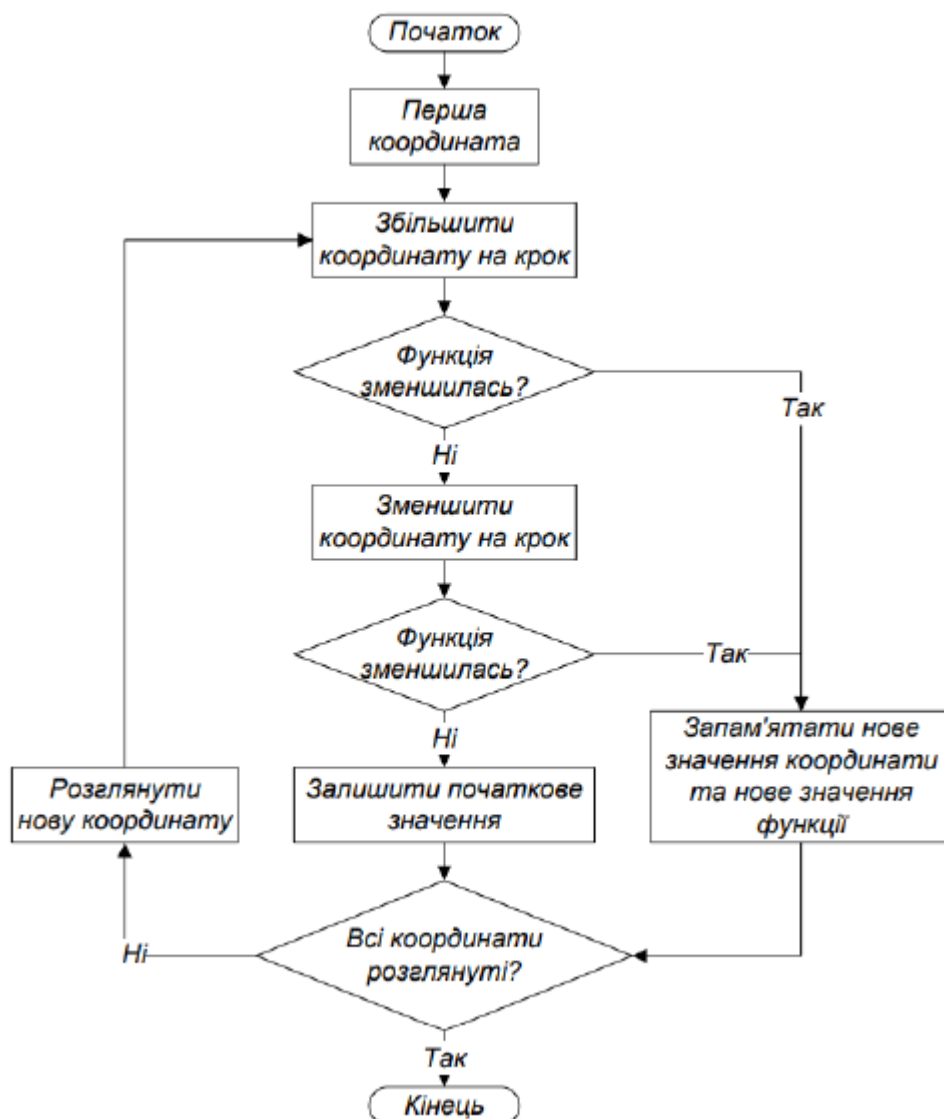


Рисунок 2.12. - Інформаційна схема досліджувочого пошуку

На основі зроблених розрахунків у наступному розділі буде синтезована та промодельована САР ККП з використанням МПР.

Висновки до розділу:

Було проведено аналіз технологічних особливостей керування параметрами режиму дуття киснево-конвертерного процесу (ККП) та розроблено відповідну модель у просторі станів. Встановлено, що одним із ключових параметрів режиму дуття є інтенсивність продувки, яка визначає хід процесів окиснення домішок і

формування шлаку. Підвищення інтенсивності продувки спричиняє зниження рівня окиснення заліза та зменшення переходу його у шлак, а також зниження зношування футерівки, що обумовлено скороченням тривалості продувки та зменшенням контакту вогнетривів з агресивним шлаком і високотемпературним факелом.

Досліджено, що процес зміни швидкості зневуглицювання в залежності від відстані фурми до рівня спокійної ванни є нестационарним і описується диференціальним рівнянням першого порядку, при цьому стала часу залежить від тривалості продувки. Розроблено дискретну модель режиму продувки ККП у вигляді керованої канонічної форми в просторі станів, що враховує зміну відстані фурми та інтенсивність дуття, яка застосована як прогнозуюча модель для модельнопрогнозуючого регулятора (МПР).

На основі моделі в просторі станів проведено розрахунок налаштувань ПІД-регуляторів си інтенсивності дуття та ступеня окиснення вуглецю до CO_2 . Встановлено, що система керування інтенсивністю дуття виступає як збурююча для системи регулювання вмісту CO_2 у конвертерних газах.

Модель режиму дуття ККП проаналізовано на спостережуваність та керованість за критерієм Калмана. Оскільки матриці спостережуваності та керованості мають ранг, рівний кількості станів об'єкта, критерій Калмана виконано, що підтверджує можливість розробки спостерігача стану та регулятора. Виконано синтез спостерігача стану Луенбергера для режиму дуття ККП.

Отриманий лінійно-квадратичний функціонал є опуклим, що дозволяє сформулювати задачу як задачу опуклого програмування. Оскільки функціонал заданий алгоритмічно, для його оптимізації застосовано метод нульового порядку – алгоритм Хука-Дживса.

РОЗДІЛ 3

ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНОЇ САР

3.1 Процедура імітаційного моделювання комбінованої САР режимом дуття

Імітаційне моделювання [24] комбінованої САР режимом дуття (рис. 3.1) виконане у середовищі Matlab Simulink. Був обраний алгоритм вирішення рівнянь ode23s (stiff/mod. Rosenbrock) зі змінним кроком (variable-step). Відносна та абсолютна точність розрахунків – 0,001.

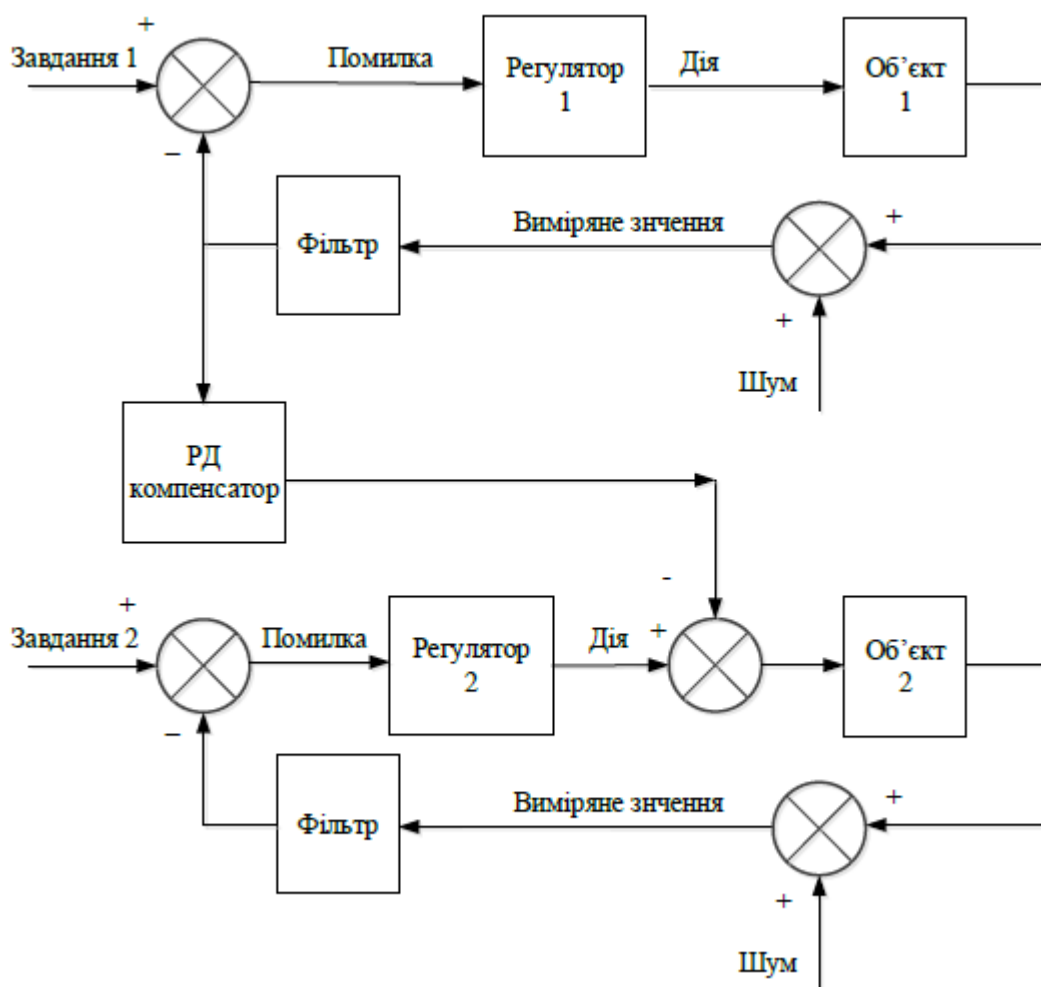


Рисунок 3.1 - Структурна схема комбінованої САР

Модель комбінованої САР режиму дуття киснево-конвертерного процесу

наведено на рис. 3.2.

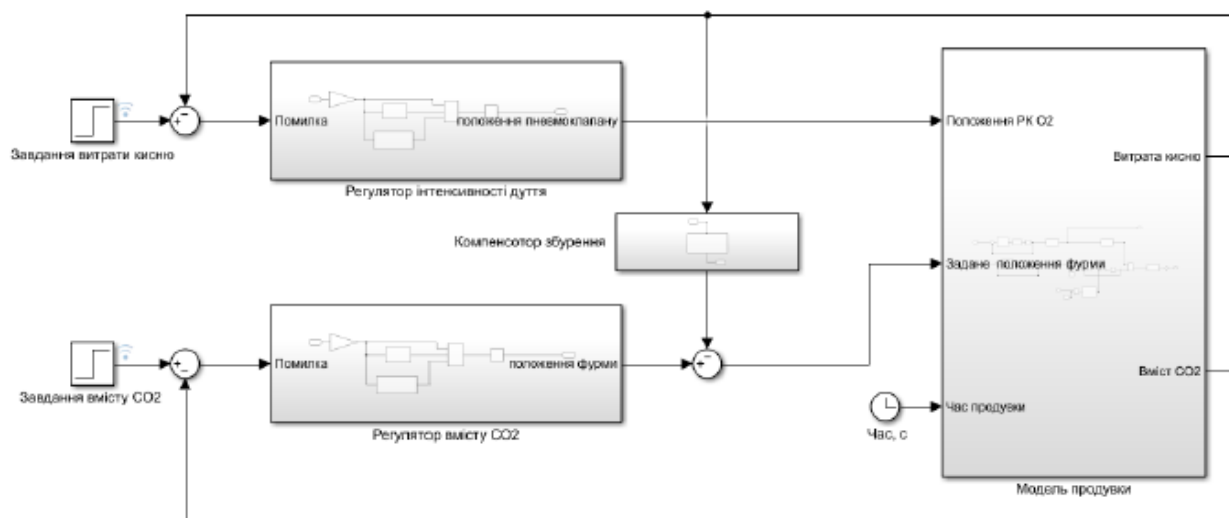


Рисунок 3.2 - Модель комбінованої САР режиму дуття ККП

Розрахункові параметри налаштування ПІД-регулятора та компенсатору комбінованої САР виконаний у другому розділі, за допомогою експрес методу Minimum ISE Zhuang and Atherton. У результаті проведеного моделювання описаних вище САР режиму дуття ККП були отримані різні перехідні процеси. Перехідна характеристика САР інтенсивності дуття конвертера показана на рисунку 3.3. Для неї були визначені наступні показники якості (зведені до таблиці 3.1):

Завдання – вихід:

$$\Delta_{\text{ст}} = y_{\text{зад}} - y(\infty) = 0$$

$$\Delta_{\text{дин}} = y_{\text{дин}} - y(\infty) = \frac{1,025 - 1}{1} = 0,025$$

$$t_{\text{пер}} = 4,35\text{с}$$

$$\psi = 1 - \frac{y_3}{y_1} = 1$$

$$\sigma = \frac{y_{\text{дин}}}{y(\infty)} \times 100\% = 2,5\%$$

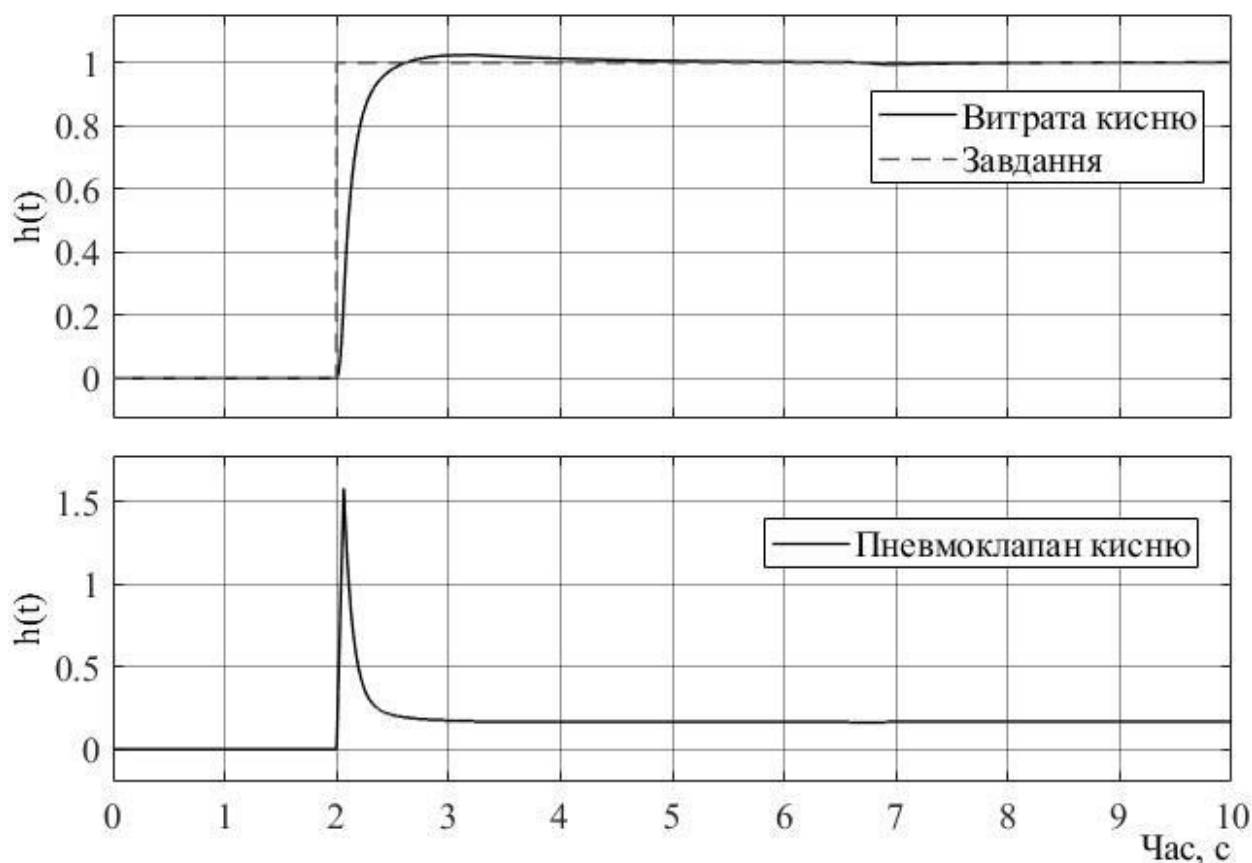


Рисунок 3.3 - Перехідний процес САР продувки киснем (канал: положення клапану подачі кисню - витрата кисню)

Таблиця 3.1 Показники якості САР витрати кисню

Показники якості	Завдання – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	0,025
Час регулювання, с	4,35
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	2,5
Integral of the square error (ISE)	0,085

Для системи регулювання вмісту CO_2 під час продувки киснево-конвертерного процесу розглядається задача програмного керування та стабілізації при виникненні збурень: зміни витрати кисню на продувку, зміна швидкості зневуглецювання, введення сипучих і тд. Перехідні характеристики

САР по каналах завдання-вихід та збурення-вихід наведені на рис. 3.4 та 3.5. Для них були визначені наступні показники якості (зведені до таблиці 3.2):

Завдання – вихід:

$$\Delta_{\text{ст}} = y_{\text{зад}} - y(\infty) = 0$$

$$\Delta_{\text{дин}} = y_{\text{дин}} - y(\infty) = \frac{1,13 - 1}{1} = 0,13$$

$$t_{\text{пер}} = 18,4\text{с}$$

$$\psi = 1 - \frac{y_3}{y_1} = 1 - \frac{0,0205}{0,13} = 0,84$$

$$\sigma = \frac{y_{\text{дин}}}{y(\infty)} \cdot 100\% = \frac{0,13}{1} \cdot 100 = 2,5\%$$

Збурення – вихід:

$$\Delta_{\text{ст}} = y(\infty) - y_{\text{зад}} = 0$$

$$\Delta_{\text{дин}} = y_{\text{дин}} - y(\infty) = -0,0805$$

$$t_{\text{пер}} = 51\text{с}$$

$$\psi = 1 - \frac{y_3}{y_1} = 1$$

$$\sigma = \frac{y_2}{y_1} \cdot 100\% = \frac{0,2}{0,8} \cdot 100 = 25\%$$

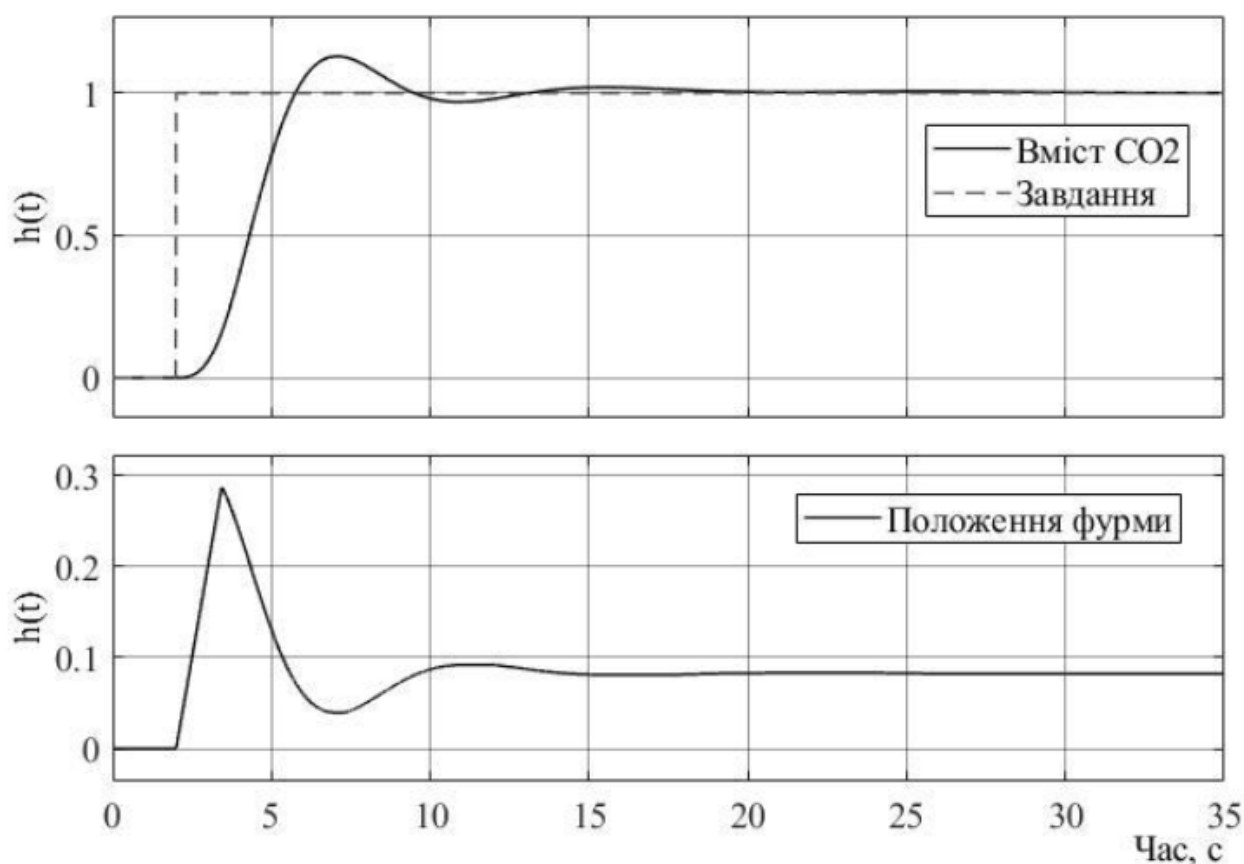


Рисунок 3.4 - Перехідний процес САР (канал: положення фурми - вміст CO_2 у димових газах)

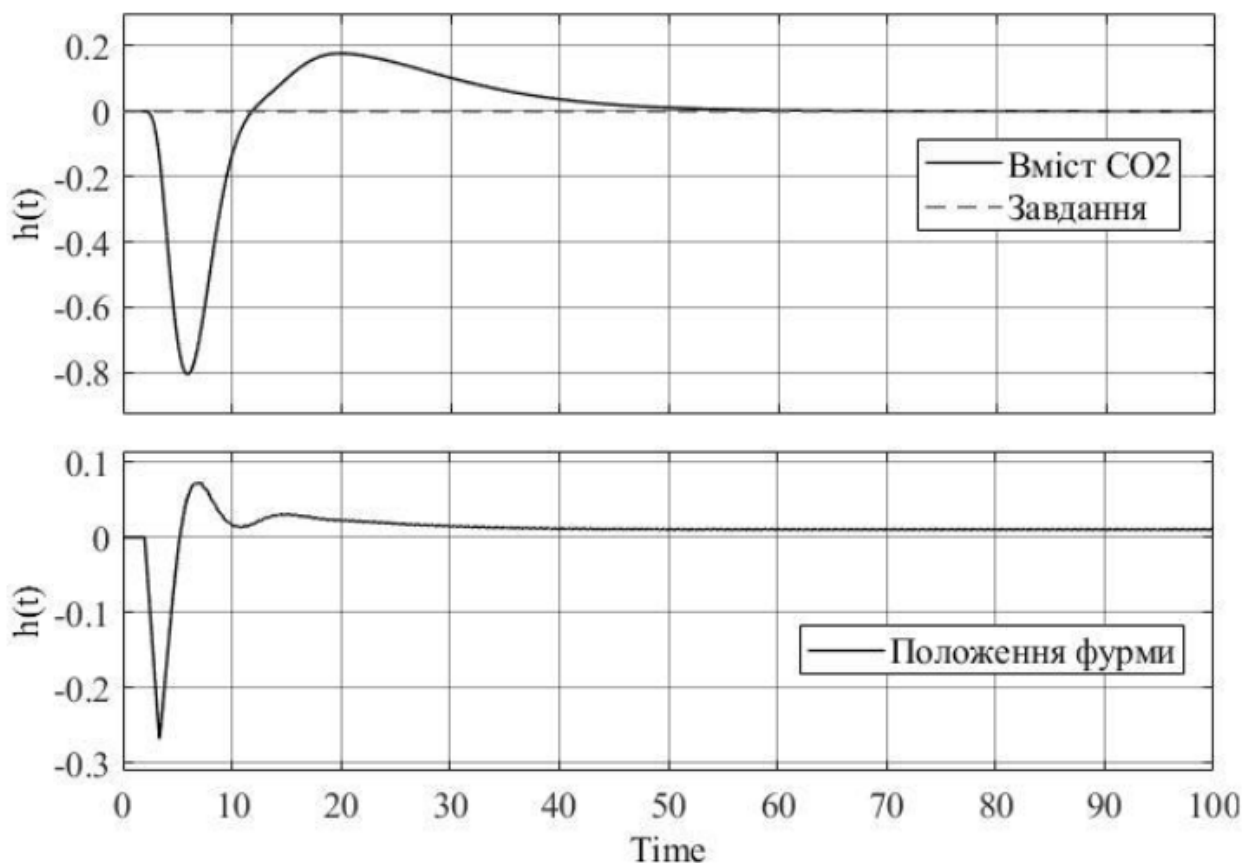


Рисунок 3.5 - Перехідний процес комбінованої САР з РД- компенсатором
(канал: зміна завдання витрати кисню - вміст CO₂ у димових газах)

Таблиця 3.2 - Показники якості САР вмісту CO₂

Показники якості	Завдання – вихід	Збурення – вихід
Статична похибка	0	0
Динамічна похибка	0,13	-0,805
Час регулювання, с	18,4	51
Показник затухання	0,84	1
Перерегулювання, %	13	25
Integral of the square error (ISE)	1,87	2,5

Проведемо моделювання перехідних процесів (рис. 3.6) режиму дуття тривалістю 20 хв для конвертера місткістю 160 тон із використанням комбінованої системи автоматичного регулювання концентрації CO₂ у димових газах та витрати кисню під час реалізації програмного керування.

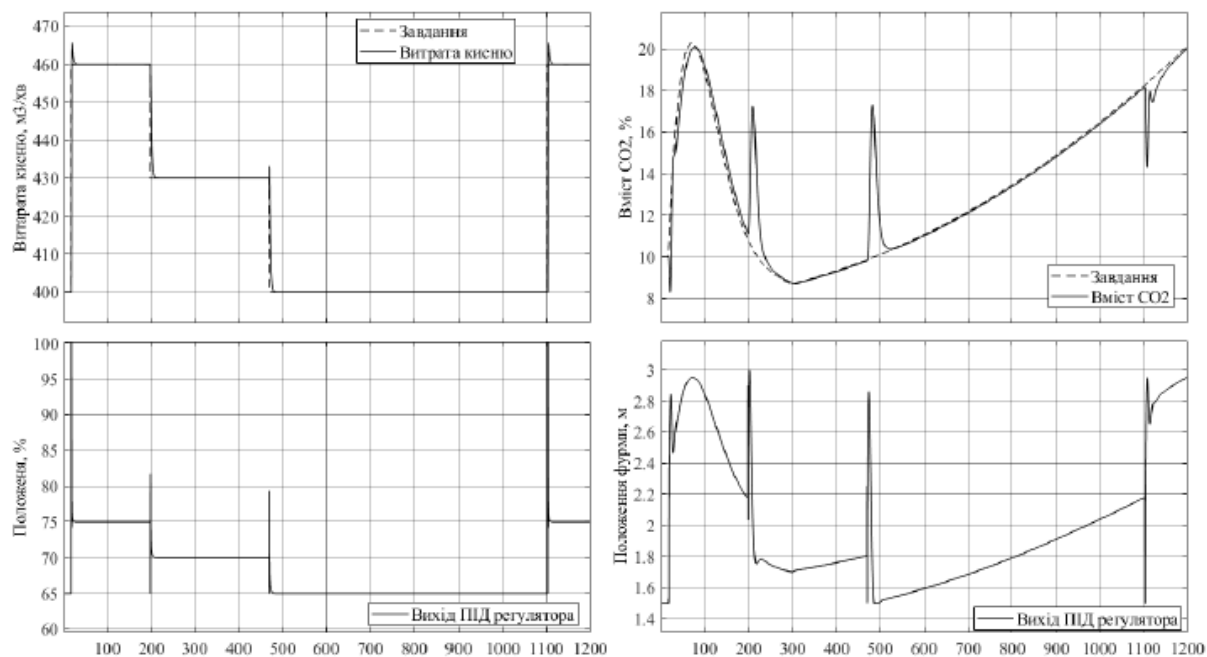


Рисунок 3.6 - Перехідні процеси комбінованої САР режиму дуття ККП

Отримані перехідні процеси режиму дуття киснево-конвертерної плавки для комбінованої САР показали такі результати: значення ISE у контурі витрати кисню становить 9075, а для вмісту CO₂ у конвертерних газах - 1397. Максимальне динамічне відхилення концентрації CO₂ досягає 17,5%. Такі показники якості роботи САР не відповідають встановленим вимогам, що свідчить про потребу впровадження більш ефективної системи керування, зокрема модельно-прогнозуючого регулювання.

3.2 Імітаційне моделювання модельно-прогнозуючого керування параметрами режиму дуття

Процедура імітаційного моделювання МПК параметрами дуття ККП (рис. 3.7) виконувалась у середовищі Matlab Simulink (модель процесу) та Soft PLC CODESYS V3.5 (МПР). У середовищі Matlab Simulink (рис. 3.8) було обрано алгоритм вирішення рівнянь Euler зі постійною величиною кроку (fixed-step) в 0.1 секунду. Абсолютна і відносна точність розрахунків – 0,001.

У середовищі програмування CODESYS V3.5 тип виконання основної задачі заданий циклічний з кроком 0.1 с. (рис. 3.9). Комунікація між Matlab Simulink та CODESYS V3.5 виконується за допомогою протоколу OPC UA.

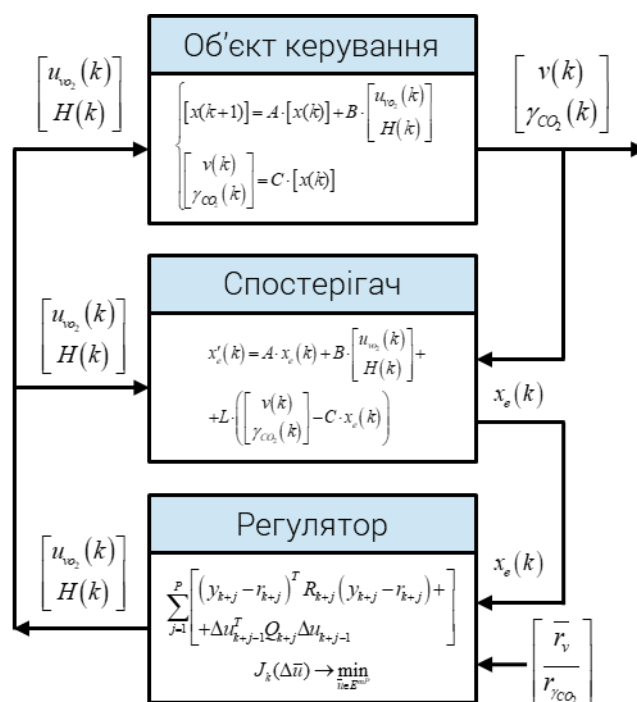


Рисунок 3.7 - Структурна схема системи автоматичного регулювання режиму дуття ККП з використанням МПР

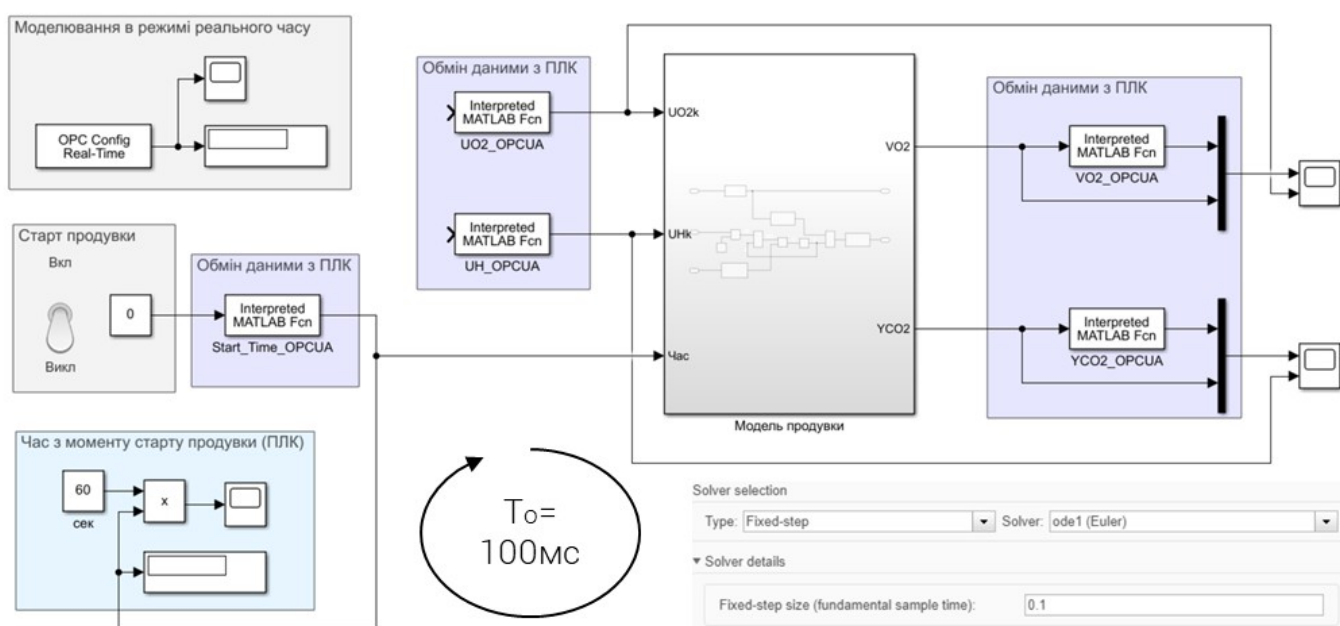


Рисунок 3.8 - Модель режиму дуття ККП у середовищі Matlab Simulink

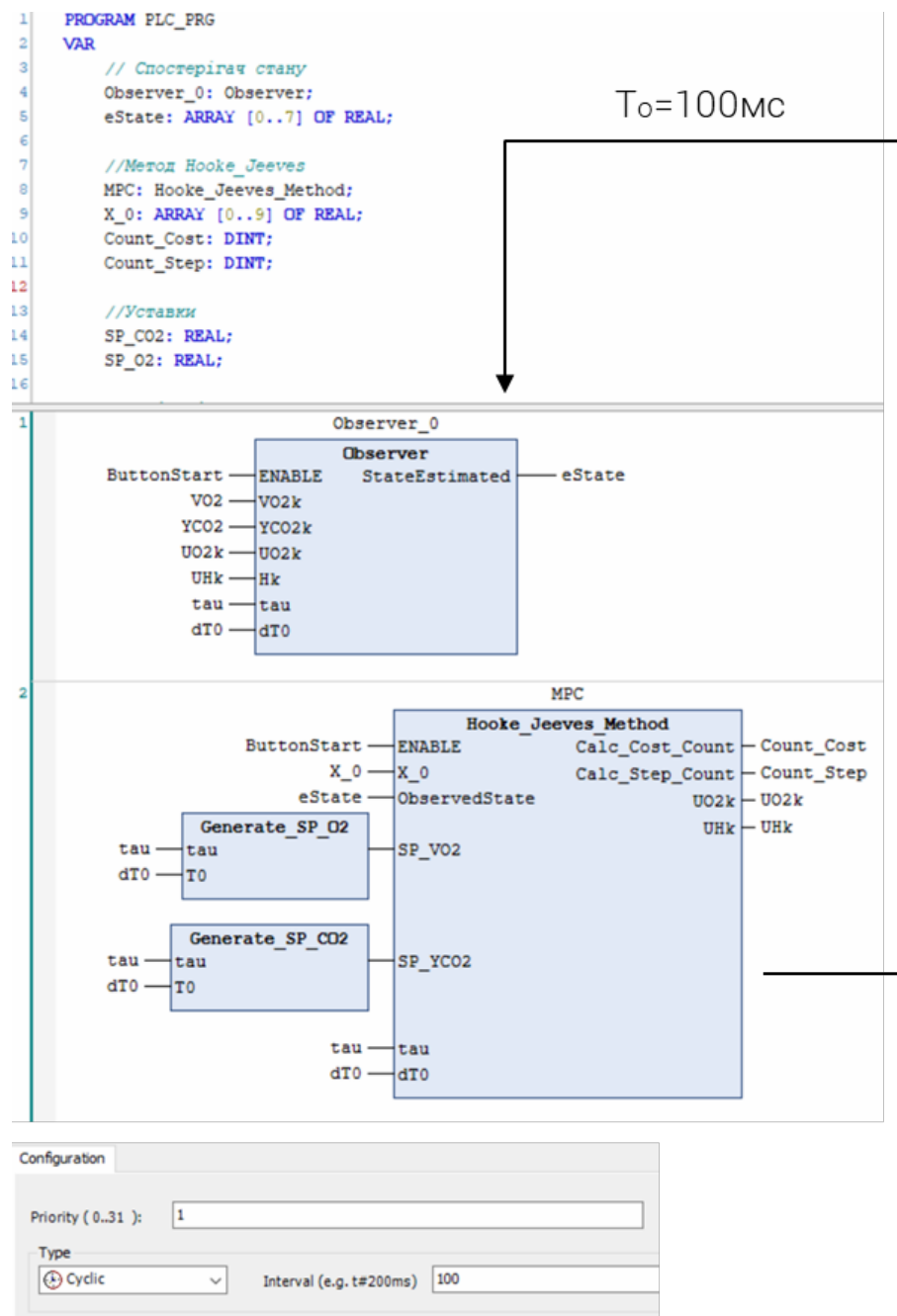


Рисунок 3.9 Код модельно-прогнозуючого регулятора у середовищі програмування CODESYS V3.5

Здійснимо моделювання перехідних процесів для наведених вище систем автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу. Для аналізу особливостей модельно-прогнозуючого керування розглянемо два сценарії: коли зміна завдання задана заздалегідь та коли завдання відоме лише в поточний момент часу. Дослідимо перехідну характеристику системи регулювання

інтенсивності дуття кисневого конвертера за умови наперед визначеної зміни завдання (рис. 3.10). Значення отриманих показників якості системи наведено в таблиці 3.3.

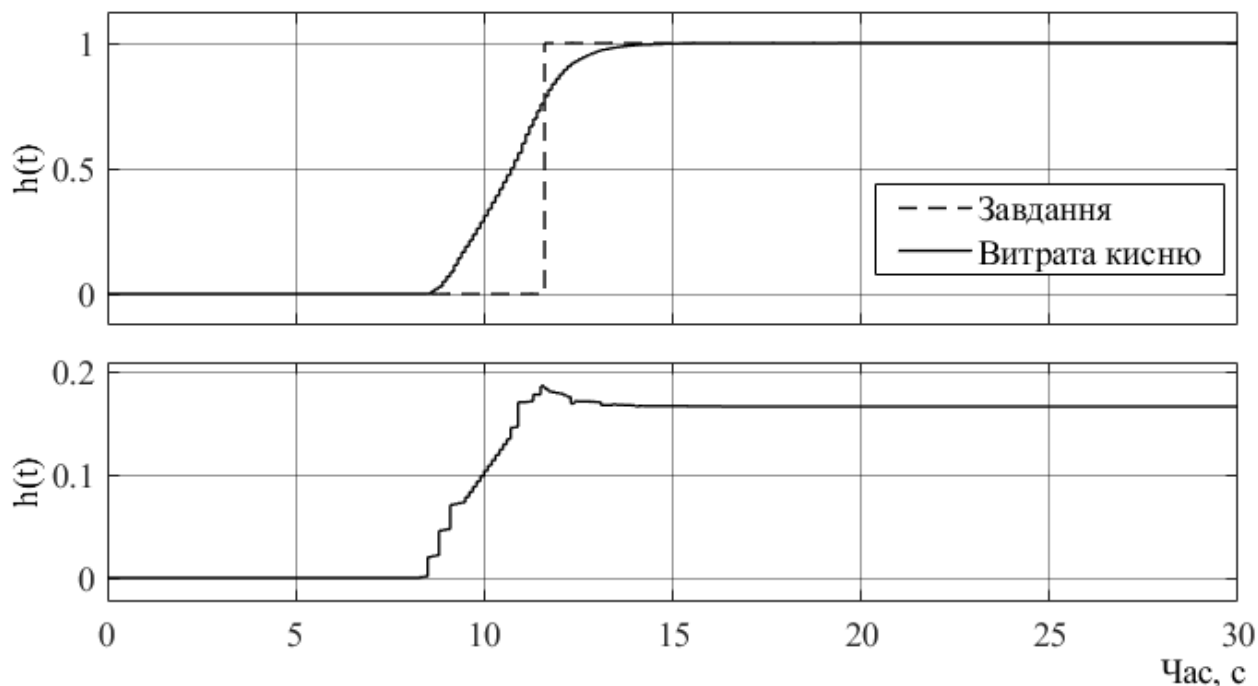


Рисунок 3.10 - Перехідна характеристика системи регулювання продувки киснем з наперед визначеною зміною завдання

Таблиця 3.3 - Показники якості САР витрати кисню

Показники якості	Завдання – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	0
Час регулювання, с	5
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	0
Integral of the square error (ISE)	0.53

Проаналізуємо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивності дуття кисневого конвертера у випадку, коли значення завдання

доступне лише в поточний момент часу (рис. 3.11). Показники якості, отримані за результатами моделювання, подано в таблиці 3.4.

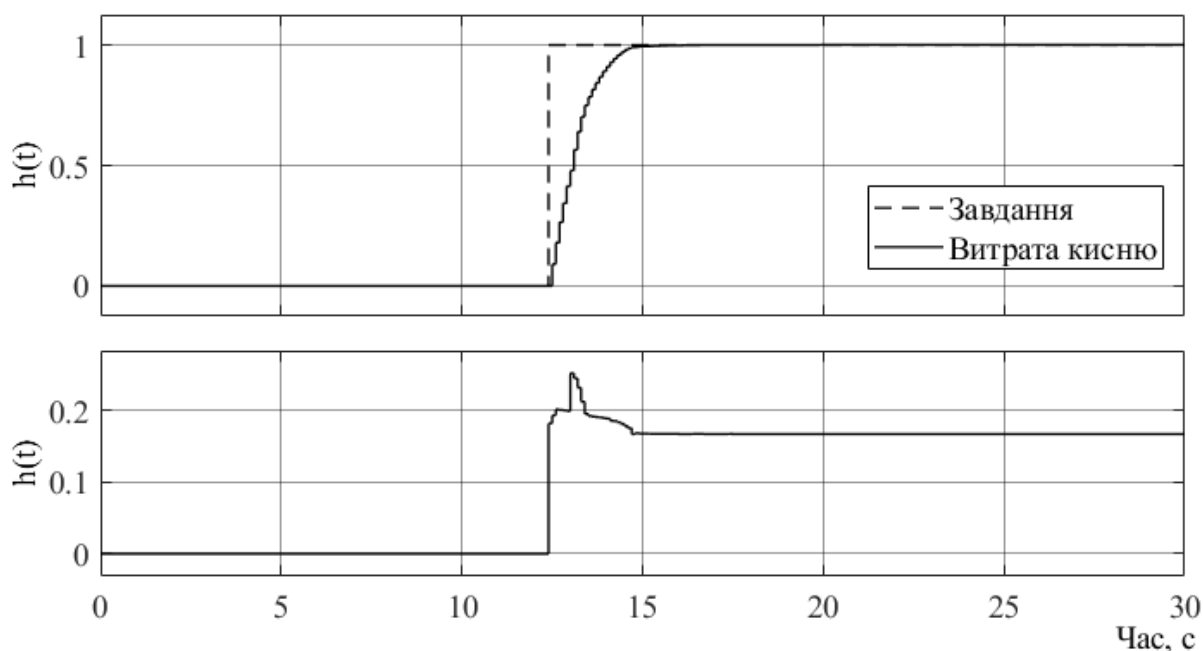


Рисунок 3.11 - Перехідна характеристика системи регулювання продувки киснем, якщо завдання відоме тільки у даний момент часу

Таблиця 3.4 - Показники якості САР витрати кисню

Показники якості	Завдання – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	0
Час регулювання, с	2,5
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	0
Integral of the square error (ISE)	0.47

Проаналізуємо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивності дуття кисневого конвертера за каналом збурення, що надходить від регулюючого органу - витрати кисню (рис. 3.12). Значення показників якості

системи наведено в таблиці 3.5.

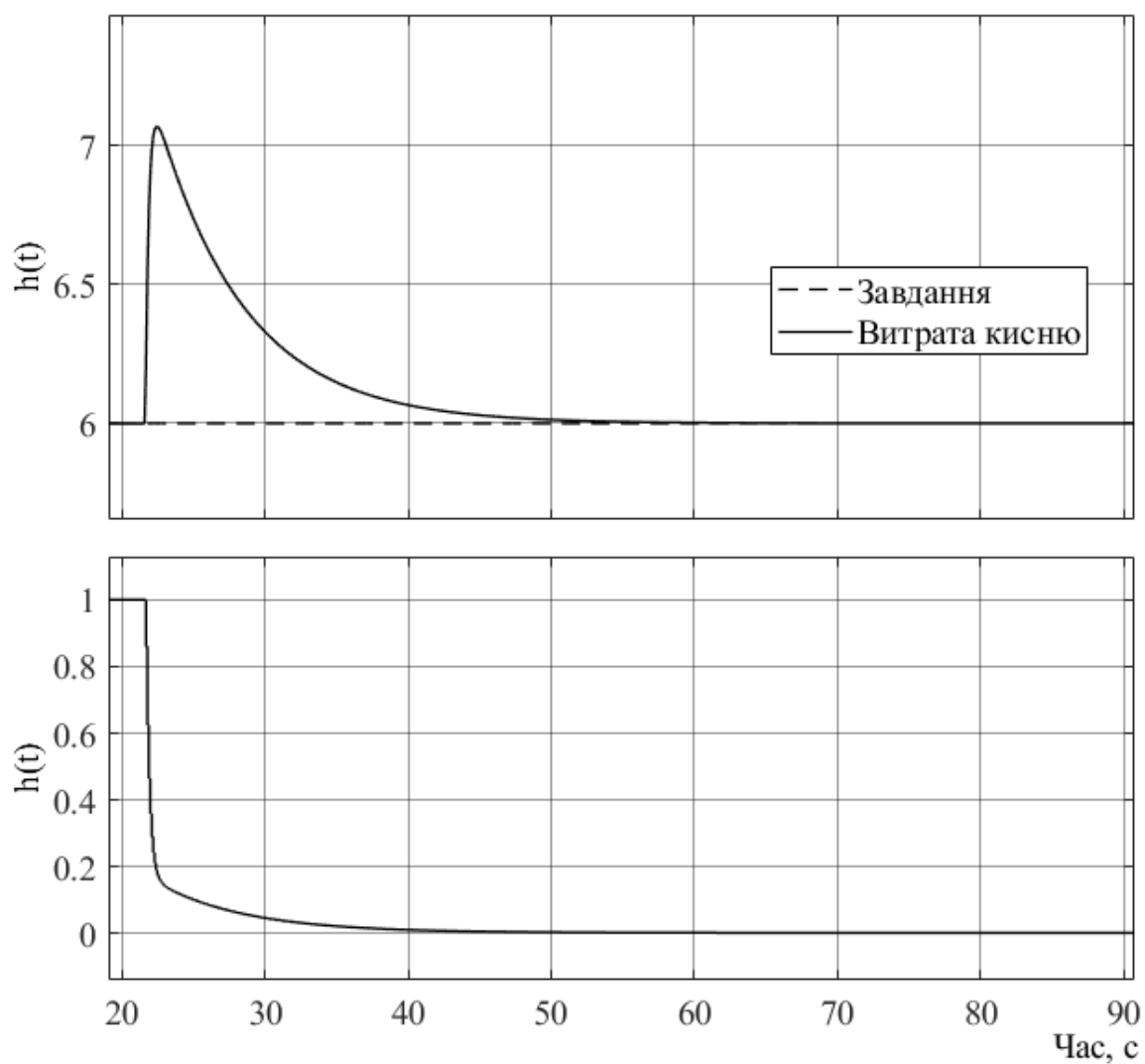


Рисунок 3.12 - Перехідна характеристика системи регулювання продукції киснем по каналу збурення збоку регулюючого органу – витрата кисню

Таблиця 3.5 - Показники якості САР витрати кисню

Показники якості	Збурення – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	1,1
Час регулювання, с	28
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	0
Integral of the square error (ISE)	4.434

Для системи регулювання вмісту CO_2 під час продувки киснево-конвертерного процесу розглядається задача програмного керування та стабілізації при виникненні збурень: зміни витрати кисню на продувку, зміна швидкості зневуглюювання, введення сипучих та ін. Перехідні характеристики по каналу завдання-вихід з наперед визначеною зміною завдання наведені на рис. 3.13. Отримані показники якості системи наведені у таблиці 3.6.

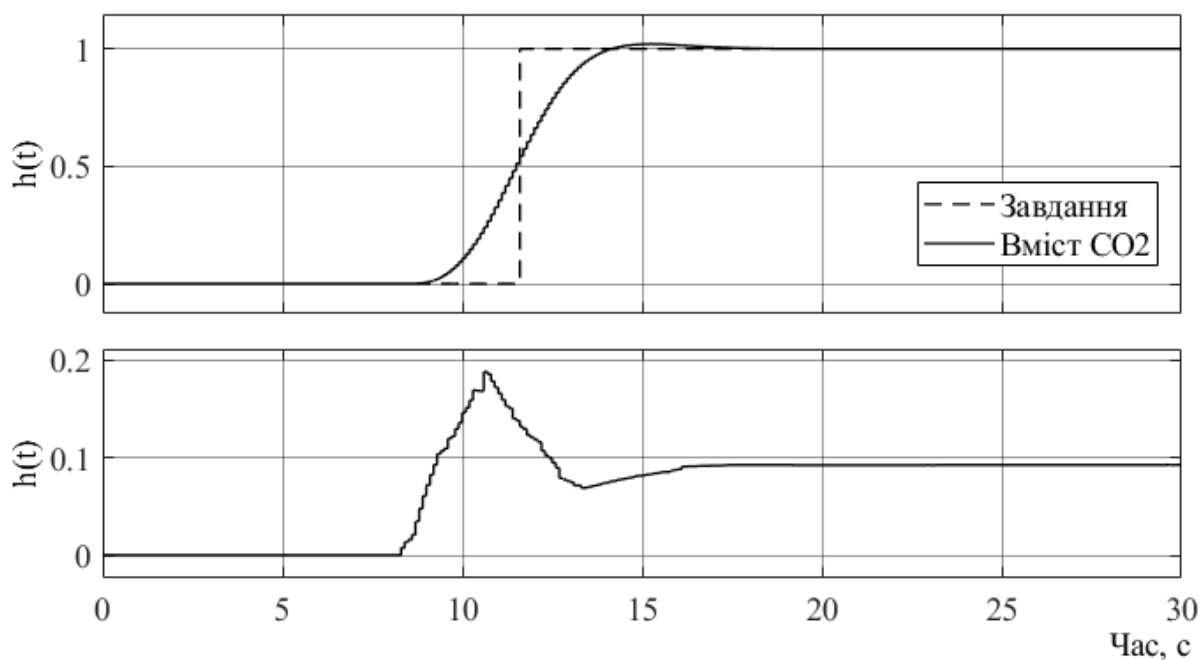


Рисунок 3.13 - Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO_2 у димових газах з наперед визначеною зміною завдання

Таблиця 3.6 - Показники якості САР вмісту CO_2

Показники якості	Завдання – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	0,005
Час регулювання, с	7
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	0,5
Integral of the square error (ISE)	0.293

Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання вмісту CO_2 дуття кисневого конвертера, якщо завдання відоме тільки у даний момент часу (рис. 3.14). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 3.7.

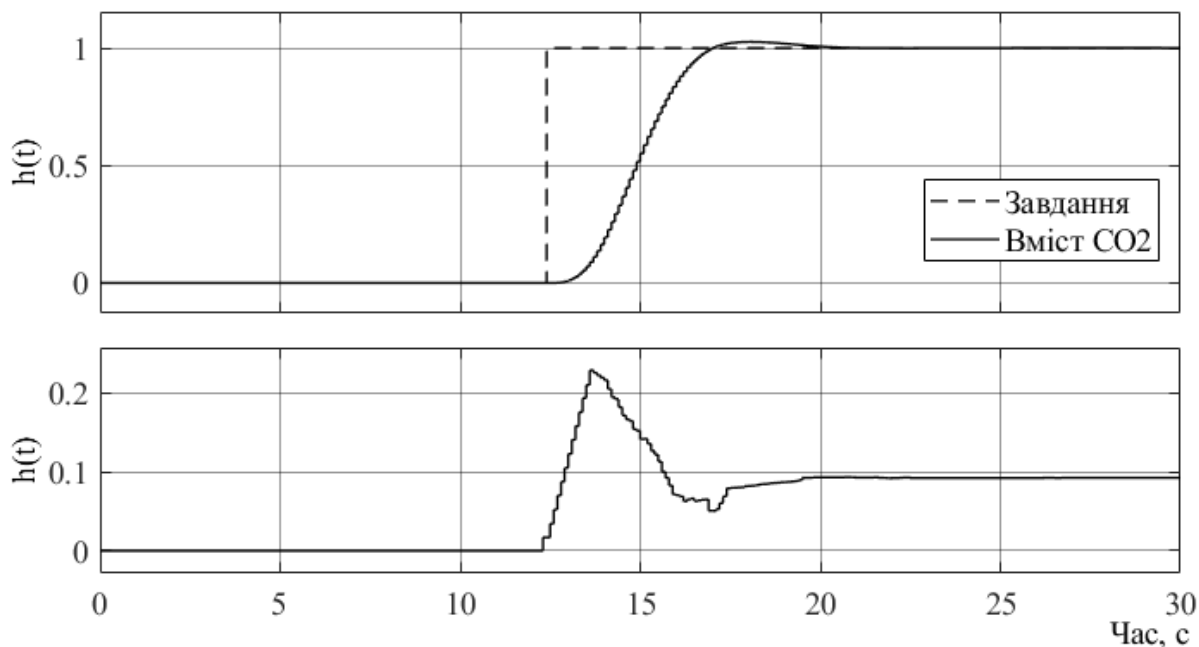


Рисунок 3.14 - Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO_2 , якщо завдання відоме тільки у даний момент часу

Таблиця 3.7 - Показники якості САР вмісту CO_2

Показники якості	Завдання – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	0,01
Час регулювання, с	7,5
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	1
Integral of the square error (ISE)	1.996

Якщо зміна завдання визначена наперед (заздалегідь відоме), то для системи регулювання вмісту CO_2 у димових газах було отримано покращення ISE у $1.996/0.293=6.8$ раз та зменшений час регулювання на 6.7%. Перехідни

характеристики кисневого конвертера при наявності збурення – системи керування інтенсивністю дуття (рис. 3.15). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 3.8.

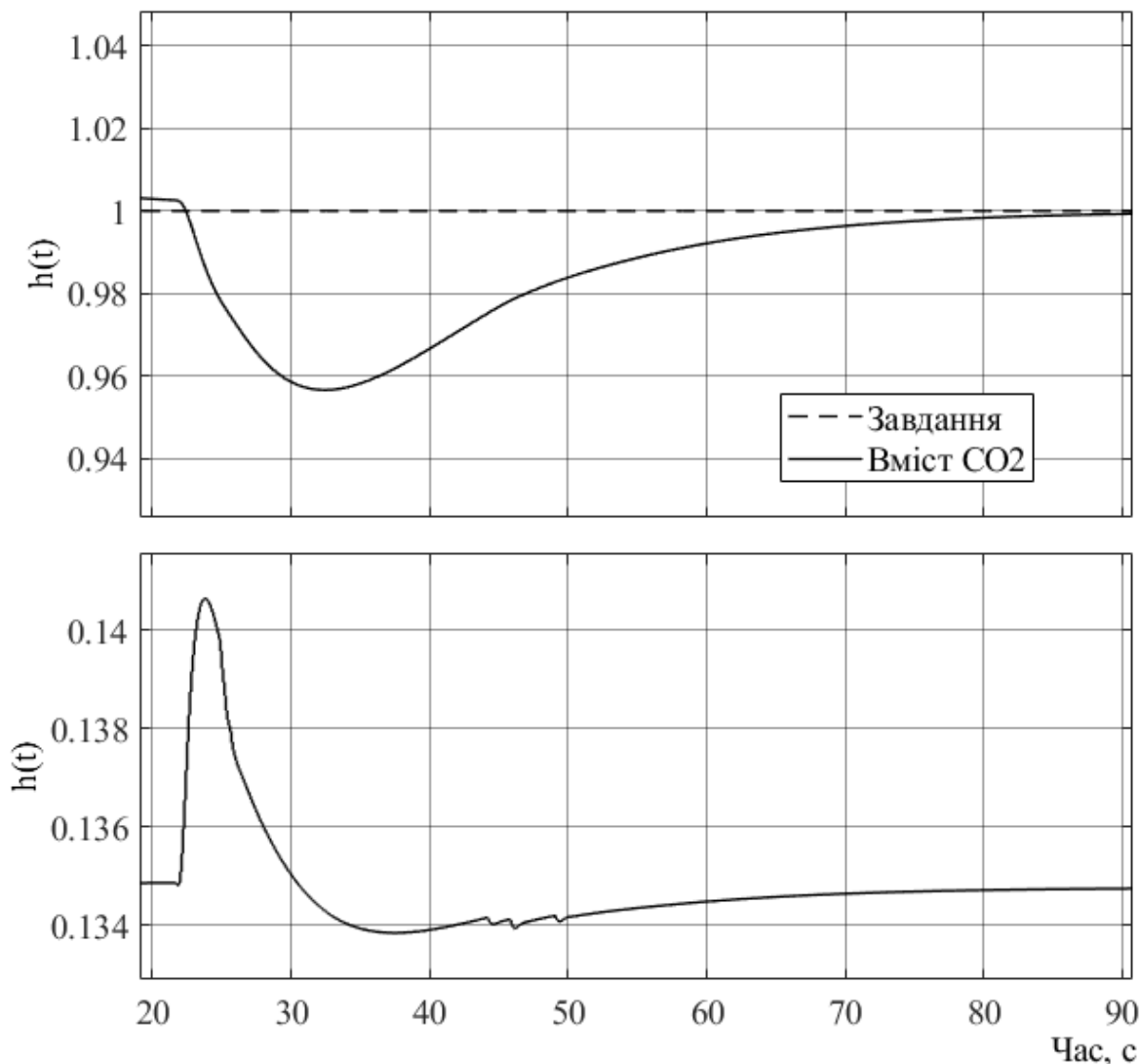


Рисунок 3.15 - Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO₂ при наявності збурення – системи керування інтенсивністю дуття

Виконаємо моделювання перехідних процесів (рис. 3.16) режиму дуття тривалістю 20 хв для 160 тонного конвертера з модельно-прогнозуючим регулюванням вмісту CO₂ у димових газах та витрати кисню для задачі програмного керування та порівняємо МПК з комбінованою системою регулювання (рис. 3.17).

Таблиця 3.8 - Показники якості САР вмісту CO₂

Показники якості	Збурення – вихід
Статична похибка	0
Динамічна похибка	-0,058
Час регулювання, с	38
Показник затухання	1
Перерегулювання, %	0
Integral of the square error (ISE)	0.031

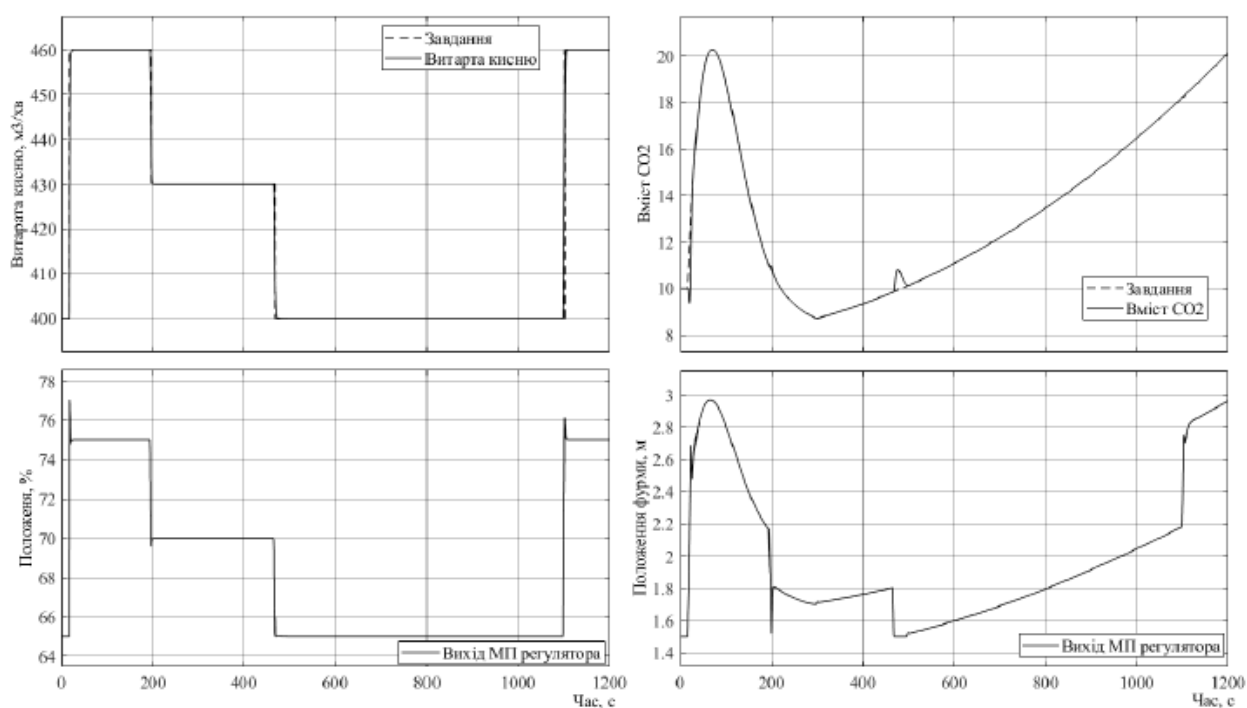


Рисунок 3.16 - Перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з використанням МПР

Отримані перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з використанням модельно-прогнозуючого регулятора забезпечили ISE для контуру витрати кисню – 5577 та вмісту CO₂ у конвертених газах – 43; максимальне динамічне відхилення вмісту CO₂ у конвертених газах склало 0,95%.

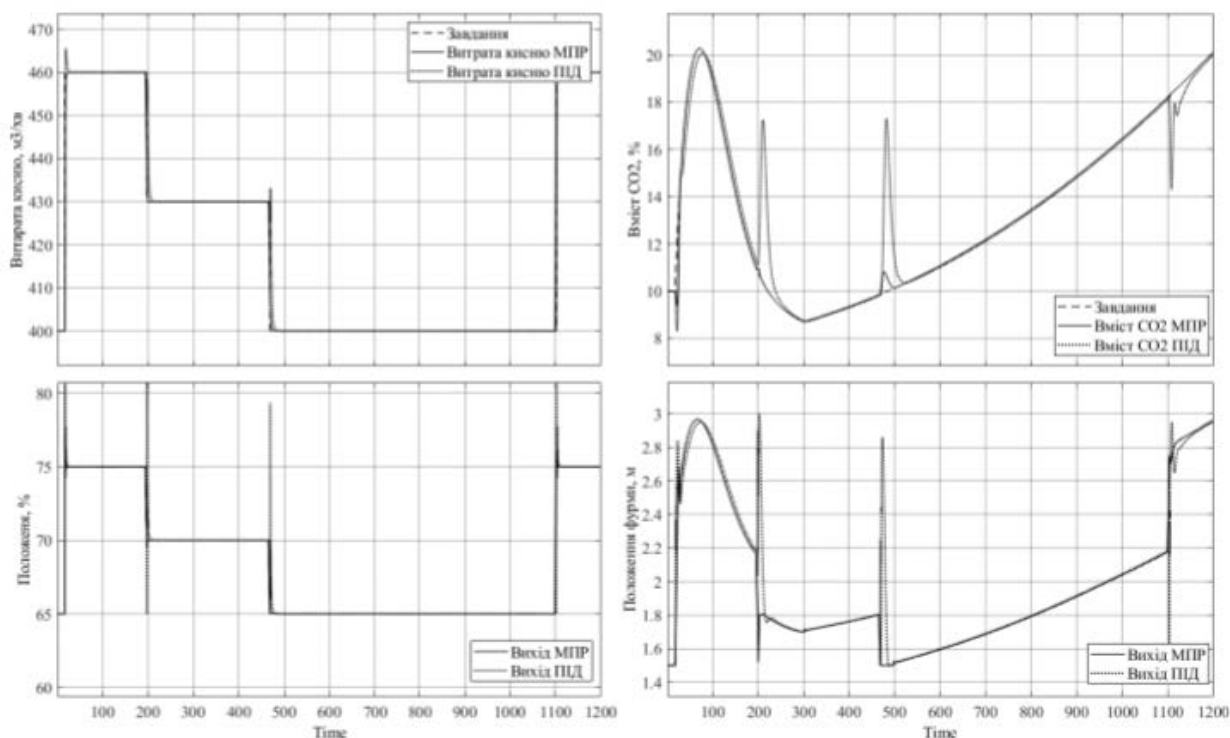


Рисунок 3.17 Перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки

Застосування модельно-прогнозуючого регулятора дозволило покращити якість регулювання для контуру витрати кисню у $9075/5577=1,63$ рази та для контуру регулювання вмісту CO_2 у конвертерних газах у $1397/43=32,5$ раз; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертерних газах було знижено на $17,5\% - 0,95\% = 16,55\%$ у порівнянні з комбінованою системою регулювання з ПІД-регуляторами. Отримані показники якості роботи САР задовільняють вимогам поставлених до якості роботи системи, звідки впливає доцільність застосування удосконаленої системи автоматичного регулювання з використанням модельно-прогнозуючого керування.

3.3 Дослідження чутливості МПК

Дослідження чутливості системи МПК параметрами режиму дуття киснево-конверторного процесу буде проводитися на діапазоні зміни параметрів моделі зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 у порожнині конвертера від

зміни швидкості зневуглецювання, що описується диференціальним рівнянням першого порядку (2.18). Чутливість МПК буде визначається на інтегральний квадратичний показник якості. Для визначення чутливості [57] САР буде використано відносний показник (3.1), який обчислюється за наступною формулою:

$$\delta = \frac{\frac{|X - X_{opt}|}{X_{opt}}}{\frac{|Y - Y_{opt}|}{Y_{opt}}}, \quad (3.1)$$

де X_{opt} – значення обраного показника якості в номінальному режимі, X – значення показника якості при невизначеностях (наприклад, при зміні параметра об'єкта), Y_{opt} – оптимальне значення параметра об'єкта, Y – змінене значення параметра об'єкта. Система вважається грубою, якщо відносний коефіцієнт чутливості не перевищує значення одиниці [57].

Для визначення ISE якості функціонування скористаємося моделлю Simulink `'BOF_MPC_System.mdl'` (рис. 3.18).

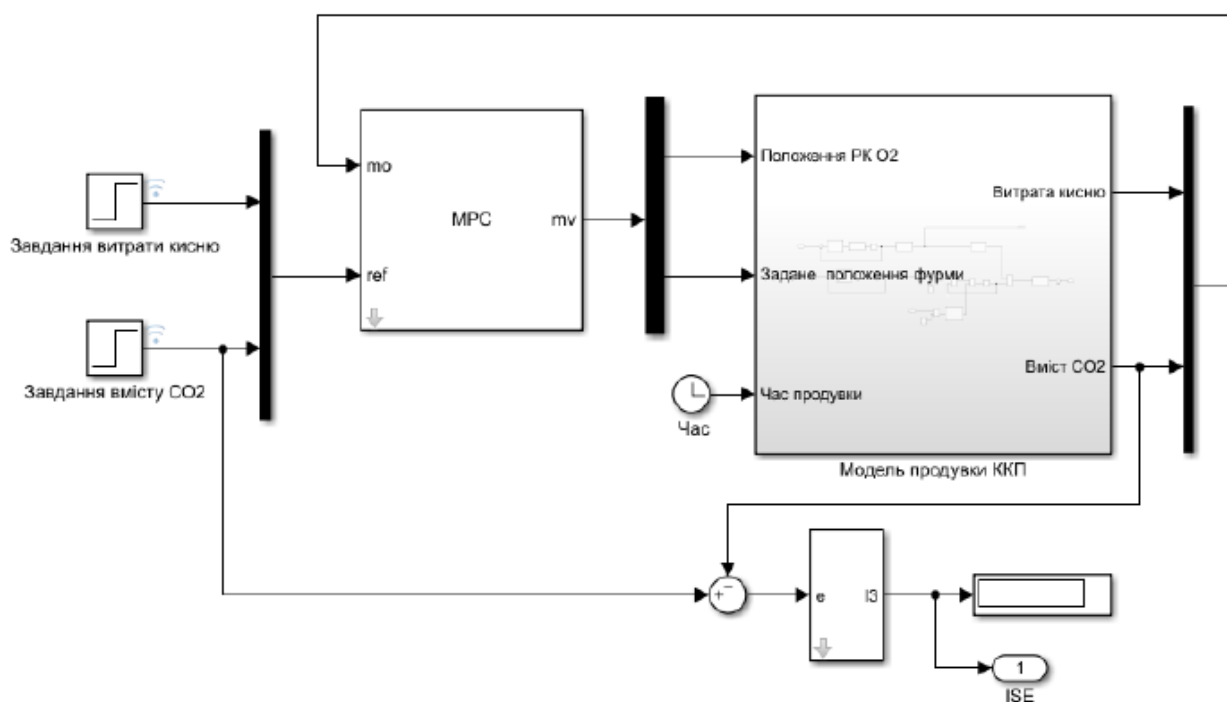


Рисунок 3.18 - Модель МПК режиму дуття ККП

Для визначення відносного показника чутливості було написано Matlab-функцію, у якій відбувається моделювання (функція `sim`) даної моделі (рис. 3.18). Третій аргумент результату виконання `sim('BOF_MPC_System.mdl')` масив значень виходу (ISE) від часу моделювання. Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 3.19) при зміні коефіцієнт передачі по каналу швидкість зневуглюцювання – ступінь окиснення вуглецю до CO_2 .

```
kvc=-2.25;
Tvc=2.15;
d=0;
i=1;
j=1;
while (d<1)
    kvc=kvc+0.05;
    [t, x, I] = sim('BOF_MPC_System.mdl');
    d=( (I(length(I)) - 0.293) / 0.293) / ((kvc - (-2.25)) / (-2.25));
    d=abs(d);
    f(i)=d;
    e(j)=kvc/(-2.25);
    i=i+1;
    j=j+1;
end
```

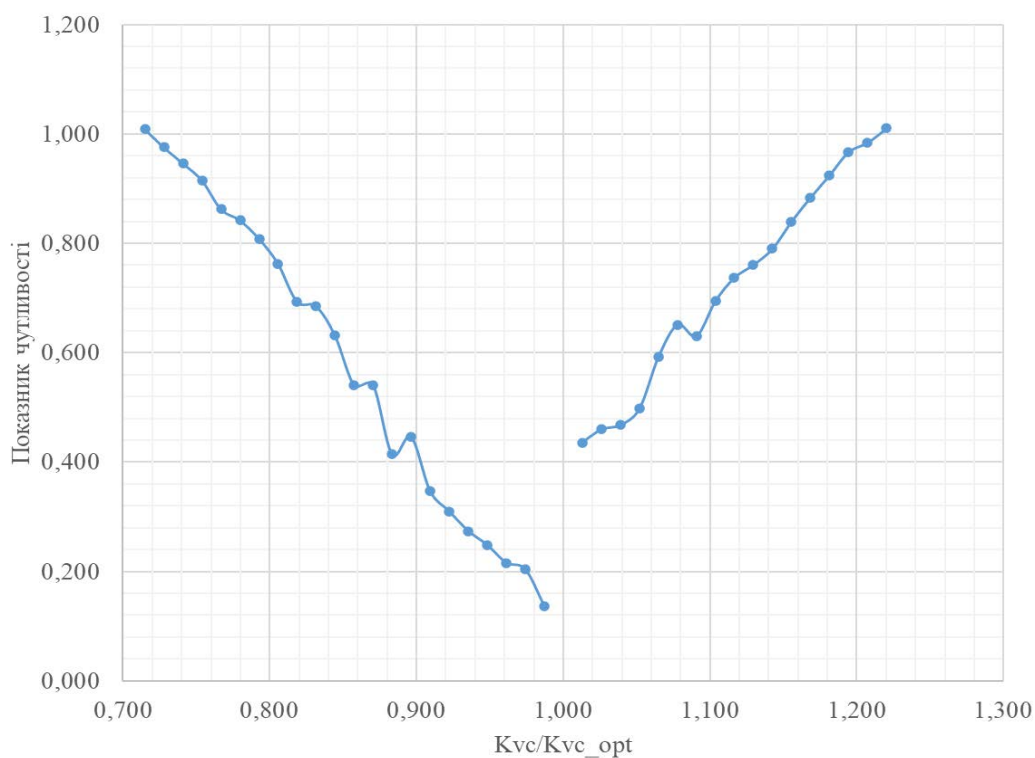


Рисунок 3.19 - Залежність зміни відносного показника чутливості від зміни коефіцієнт передачі

Отриманий діапазон зміни:

$$K_{vc} = -2,25; K_{vc} = var; T_{vc} = const; \Rightarrow K_{vc} = [1,62 \dots 2,75]$$

Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 3.20) при зміні сталої часу процесу зміни ступеню окиснення вуглецю до CO_2 в залежності від швидкості зневуглецювання.

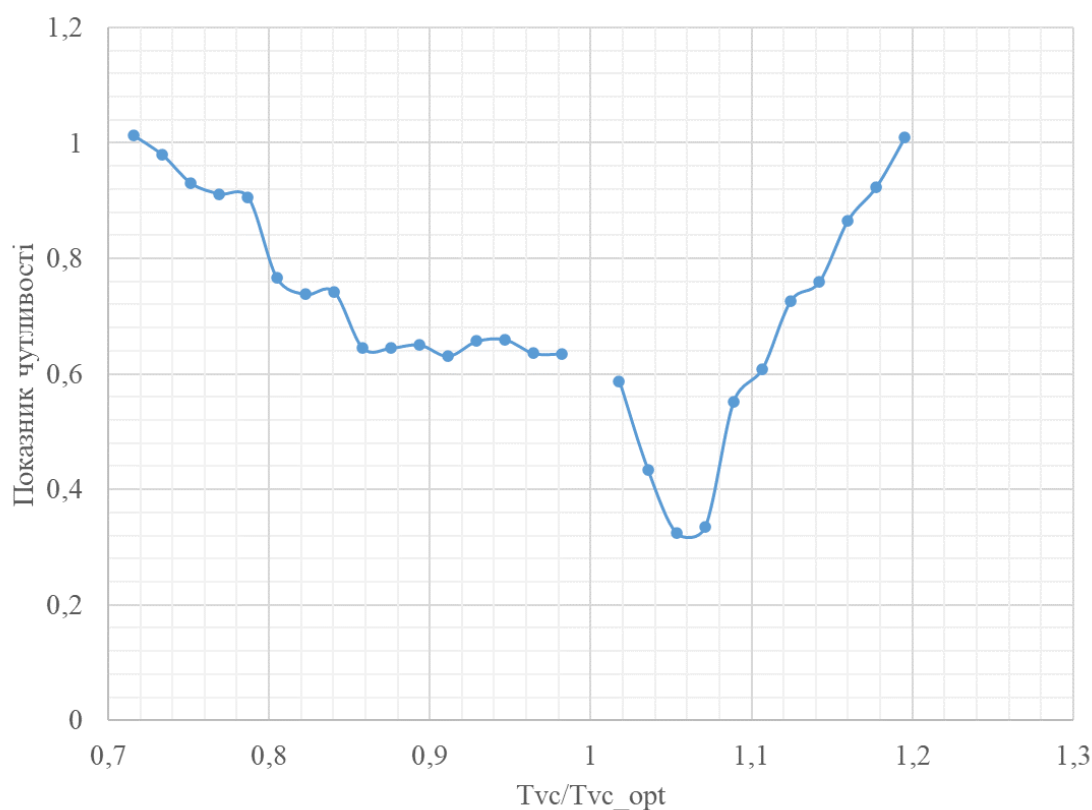


Рисунок 3.20 - Залежність відносного показника чутливості від зміни T_{vc}

Отриманий діапазон зміни:

$$T_{vc} = 2,15; K_{vc} = const; T_{vc} = var; \Rightarrow T_{vc} = [1,55 \dots 2,58]$$

Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 3.21, 3.22) при одночасній зміні коефіцієнту передачі та сталої часу процесу зміни ступеню окиснення вуглецю до CO_2 в залежності від швидкості зневуглецювання.

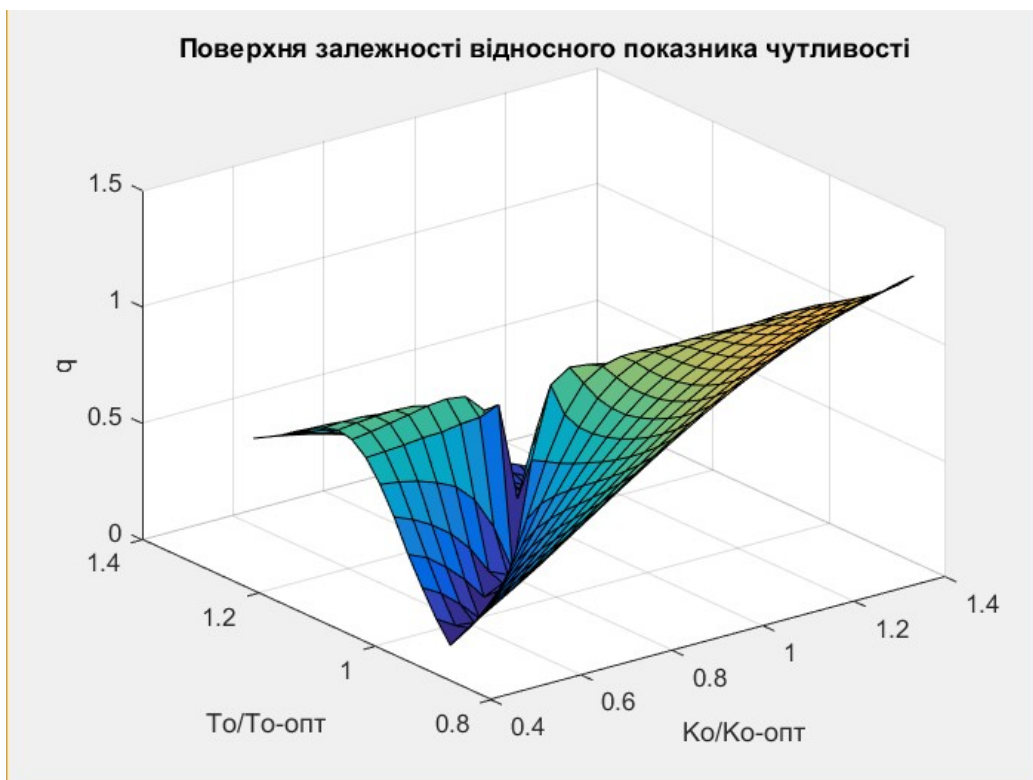


Рисунок 3.21 - Поверхня залежності відносного показника чутливості від одночасної зміни коефіцієнту передачі та сталої часу

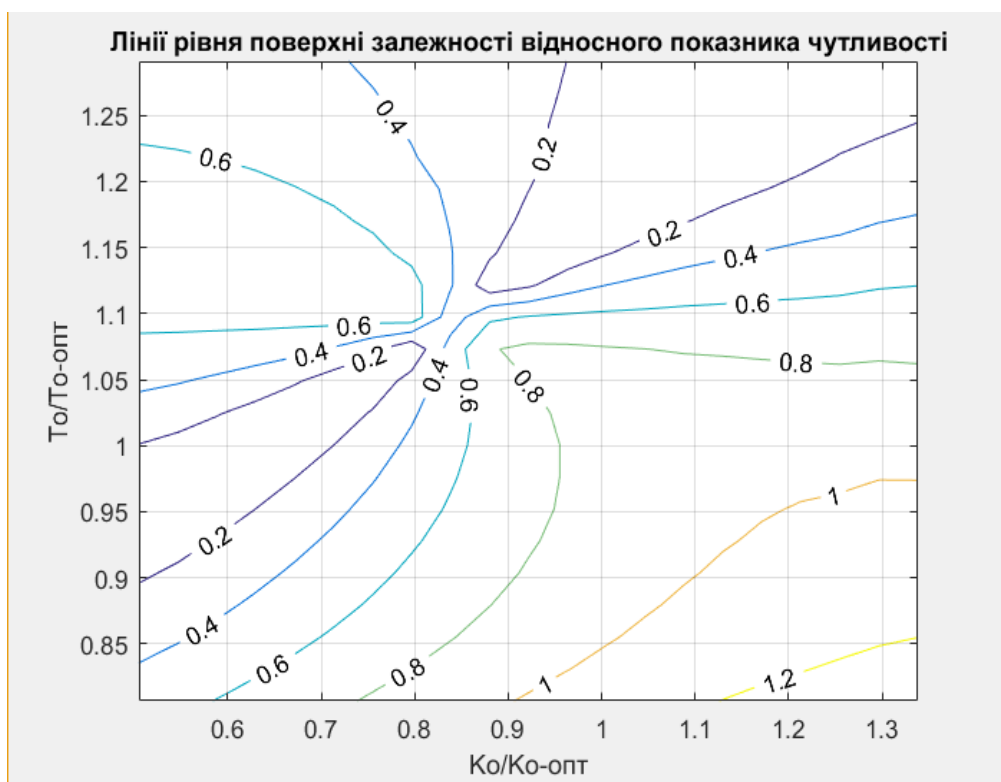


Рисунок 3.22 - Лінії рівня поверхні залежності відносного показника чутливості

Чутливість визначалась за ISE показником якості функціонування. Для оцінки грубості АСК було використано відносний показник чутливості. Система вважається грубою, якщо відносний коефіцієнт чутливості не перевищує значення одиниці. Отримані діапазони зміни параметрів об'єктів:

$$1. K_{vc} = -2,25; K_{vc} = var; T_{vc} = const; \Rightarrow K_{vc} = [1,62 \dots 2,75] \quad (\text{рис. 3.19})$$

$$2. T_{vc} = 2,15; K_{vc} = const; T_{vc} = var; \Rightarrow T_{vc} = [1,55 \dots 2,58] \quad (\text{рис. 3.20})$$

Також було досліджено зміну відносного коефіцієнта чутливості при одночасній зміні K_{vc}, T_{vc} (рис. 3.21, 3.22). В результаті дослідження було виявлено, що при одночасному збільшенні K_{vc} та зменшенні T_{vc} відносний показник чутливості стрімко зростає.

Висновки до розділу:

У цьому розділі було проведено імітаційне моделювання перехідних процесів для розглянутих систем автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу та виконано порівняльний аналіз комбінованої САР і модельно-прогнозуючого керування (МПК). У результаті отримано такі висновки:

- Проаналізовано перехідні процеси комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки. Встановлено, що комбінована САР забезпечує значення ISE: 9075 - для контуру витрати кисню та 1397 - для контуру регулювання концентрації CO_2 у конвертерних газах. Максимальне динамічне відхилення концентрації CO_2 досягає 17,5%. Отримані показники не відповідають вимогам до якості системи, що підтверджує необхідність застосування більш ефективного підходу - модельно-прогнозуючого керування.

- Створено функціональні блоки прогнозуючої моделі, спостерігача стану, лінійно-квадратичного функціоналу та реалізовано метод оптимізації Хука–Дживса із застосуванням мов ST та FBD. Імітаційні дослідження проводилися в реальному часі у Matlab Simulink та SoftPLC CODESYS V3.5, а

обмін даними забезпечувався через OPC UA.

– Опрацьовано перехідні процеси системи автоматичного регулювання з використанням модельно-прогнозуючого регулятора. Отримано значення ISE 5577 - для витрати кисню та 43 - для вмісту CO₂. Максимальне динамічне відхилення концентрації CO₂ становить 0,95%. Використання МПК дало змогу підвищити якість регулювання: у контурі витрати кисню - у 1,63 рази, а в контурі регулювання CO₂ - у 32,5 рази. Максимальне відхилення концентрації CO₂ було знижене на 16,55% порівняно з комбінованою САР.

– Досліджено чутливість МПК до зміни параметрів режиму дуття киснево-конвертерного процесу. Чутливість оцінювалася за показником ISE. Встановлено допустимі діапазони зміни параметрів об'єкта:

$$- v_c^K \in [1,62 \dots 2,75],$$

$$- v_c^T \in [1,55 \dots 2,58],$$

за яких відносний коефіцієнт чутливості не перевищує 1.

Дослідження показали, що при одночасному збільшенні ϑ_c^K та зменшенні ϑ_c^T відносний коефіцієнт чутливості різко зростає, що вказує на зниження робастності системи.

ВИСНОВКИ

Аналітичний огляд показав, що одним із шляхів зниження витратних показників є утилізація фізичної та хімічної енергії газів, які відходять із конвертера. Найбільш розповсюдженим способом збільшення ступеня допалювання СО у порожнині конвертера є регулювання відстані фурми над рівнем спокійної ванни.

Процес зміни швидкості знеуглецювання від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни є нестационарним. Досліджено вплив інтенсивності подачі дуття на швидкість знеуглецювання металу. Отримано динамічну модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу у вигляді керованої канонічної форми дискретної моделі в просторі станів, що враховує одночасну зміну відстані фурми та інтенсивності дуття та використати її для розробки системи керування підвищення ступеня допалювання СО до CO_2 в порожнині конвертера.

До досліджуваного процесу дуття ККП застосовано типову систему регулювання інтенсивністю дуття та комбіновану систему регулювання ступеня окиснення СО до CO_2 з РД-компенсатором, що дозволяє компенсувати збурення зміни витрати дуття під час регулювання. Показано, що використання типового рішення не задовольняє вимогам до якості роботи системи, звідки впливає необхідність подальшого удосконалення системи автоматичного керування.

Синтезовано модельно-прогнозуючий регулятор режиму дуття ККП, складовими якого є спостерігач стану Луенбергера, алгоритмічно заданий лінійно-квадратичний функціонал і метод оптимізації нульового порядку, який вирішує задачу пошуку оптимального керування.

Результати моделювання показали, що розроблений модельно-прогнозуючого регулятор забезпечив ISE для контуру витрати кисню – 5577 та вмісту CO_2 у конвертерних газах – 43; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертерних газах склало 0,95%.

Застосування системи модельно-прогнозуючого керування, яка спрямована на енергоефективне засвоєння тепла за рахунок покращення точності та якості регулювання, забезпечує підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера шляхом пошуку оптимального положення фурми над рівнем спокійної ванни.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

- 1 Підсумки роботи ГМК України за 7 місяців 2021 р. URL: <https://www.ukrmetprom.org/pidsumki-roboti-gmk-ukraini-za-7-misyaci-2/>. (дата звернення: 15.05.2025).
- 2 Богушевский В. С., Сухенко В. Ю., Василенко Б. В. Управління конвертерною плавкою в режимі енергозберігаючої технології. Енергоресурсозбереження в металургійній промисловості. 2016. С. 70- 71.
- 3 Stepanets O., Mariiash Y. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. Informatyka, Automatyka, Pomiaru w Gospodarce i Ochronie Środowiska. 2020. Vol. 10, no. 2. P. 70–74.
- 4 Mariiash Y., Stepanets O. Optimal control of the blowing mode parameters during basic oxygen furnace steelmaking process. Modeling Control and Information Technologies. 2021. No. 5. P. 94–96.
- 5 Металургійна кухня. Метінвест. URL: <http://metinvest.tilda.ws/steelmaking>. (дата звернення: 15.05.2025).
- 6 Grynko T. V., Androsova I. O. Problems of and Prospects for the Development of the Metallurgical Industry in Ukraine. The Problems of Economy. 2019. Vol. 2, no. 40. P. 39–44.
- 7 АСУ ТП конвертерного виробництва та спеціальної електрометалургії / В.С. Богушевський та ін. НПК «Київський інститут автоматики», 1997. 288 с.;
- 8 15.Основи металургійного виробництва металів і сплавів: Підручник / Д.Ф.Чернега та ін. К.: Вища школа, 2006. 503 с.
- 9 В. С. Богушевський, Н. А. Рюмшин, Н. А. Сорокин Основи математичного опису технологічних процесів конвертерного виробництва сталі. НПК «Київський інститут автоматики», 1992. 167 с.
- 10 В. С. Богушевський, В.Ю. Сухенко Система прийняття рішень у керуванні режимом дуття конвертерної плавки. Системні дослідження та інформаційні технології, 2013. 80с.

- 11 В. С. Богушевский, Ю. В. Оробцев, Н. А. Рюмшин, Н. А. Сорокин Математична модель АСУ конвертерної плавки: НПК «Київський інститут автоматики», 1996. 210 с.
- 12 Бойченко Б.М., Охотський В.Б., Харлашин П.С.: Підручник / Конвертерне виробництво сталі (теорія, технологія, якість сталі, конструкція агрегатів, рециркуляція матеріалів і екологія). – Дніпропетровськ: РВА „Дніпро-ВАЛ”, 2004. 454 с.
- 13 Zhang J. Optimal Control Problem of Converter Steelmaking Production Process Based on Operation Optimization Method. Discrete Dynamics in Nature and Society. 2015. Vol. 2015. P. 1–13.
- 14 В. С. Богушевський, К. М. Зубова Модель управління конвертерною плавкою на основі нечіткої логіки. Матеріали XX міжнародної конференції з автоматичного управління Автоматика2013, Миколаїв, 27 вересня 2013 р. С. 152.
- 15 Model Predictive Control in Industry: Challenges and Opportunities / M. G. Forbes et al. IFAC PapersOnLine. 2015. Vol. 48, no. 8. P. 531–538.
- 16 Qin S. J., Badgwell T. A. A survey of industrial model predictive control technology. Control Engineering Practice. 2003. Vol. 11, no. 7. P. 733–764.
- 17 Dubljevic S., Humaloja J.P. Model predictive control for regular linear systems. Automatica. 2020. Vol. 119. P. 109066.
- 18 Климовицкий М.Д., Копелович М.Д. Автоматичний контроль та регулювання у чорній металургії. «Металургія», 1967. 787 с.
- 19 Глинов Г. М., Маковский В. А. АСУ ТП в чорній металургії. М.: Металлургия, 1999. 312с.
- 20 Охотський В. Б. Використання багатоканальних фурм у сталеплавильних процесах. Конвертер. Металургійна та гірничорудна промисловість. 2011. №2. С. 28 – 29.
- 21 F. D. Palma and L. Magni A multimodel structure for model predictive control. Ann. Rev. Control, vol. 28, no. 1, pp. 47–52, 2004.

22 Li Y., Ang K. H., Chong G. C. Y. Patents, software, and hardware for PID control: an overview and analysis of the current art. *IEEE Control Systems Magazine*. 2006. Vol. 26, Issue 1. P. 42–54.

23 Shin Y., Smith R., Hwang S. Development of model predictive control system using an artificial neural network: A case study with a distillation column. *Journal of Cleaner Production*. 2020. Vol. 277. P. 124124.

24 Leva A., Cox C., Ruano A. Handson PID autotuning: a guide to better utilization. *IFAC Professional Brief*, 2002. 84 p.

25 Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Оптимальне керування параметрами дуттьового режиму кисневого конвертера. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: XIX міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 20 кв. 2021р.: мат.конф. К.: КПП ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 14-15.

26 Основи металургійного виробництва металів і сплавів: Підручник / Д.Ф.Чернега та ін. К.: Вища школа, 2006. 503 с.

27 Blevins T. Nixon M. Control Loop Foundation: batch and continuous processes. *International Society of Automation*, 2011. 406 p.

28 Denisenko V. V. PIDregulatory: principy postroeniya i modifikacii. *Sovremennye tekhnologii avtomatizacii*. 2007. Issue 2. P. 90–98.

29 ДСТУ 3008:2015. Інформація та документація. Звіти у сфері науки і техніки. Структура і правила оформлення. Київ, ДП «УкрННЦ», 2015. 26с.(Інформація та документація).

30 ДСТУ 8302:2015. Бібліографічне посилання. Загальні вимоги та правила складання Київ, ДП «УкрННЦ», 2016. 16 с.(Інформація та документація).

31 ДСТУ 3582:2013. Бібліографічний опис. Скорочення слів і словосполучень в українській мові. Загальні вимоги та правила. Київ, ДП «УкрННЦ», 2013. 23 с.(Інформація та документація).