

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Міністерство освіти і науки України

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Міністерство освіти і науки України

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

Маріяш Юрій Ігорович

УДК 681.5

ДИСЕРТАЦІЯ
МОДЕЛЬНО–ПРОГНОЗУЮЧЕ АВТОМАТИЧНЕ КЕРУВАННЯ
РЕЖИМОМ ДУТТЯ КИСНЕВОГО КОНВЕРТЕРА З
ЕНЕРГОЕФЕКТИВНИМ ЗАСВОЄННЯМ ТЕПЛА

151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

Автоматизація та приладобудування

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії

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

_____ Ю.І. Маріяш

Науковий керівник Степанець Олександр Васильович к. т. н., доцент

Київ – 2022

АНОТАЦІЯ

Маріяш Ю.І. Модельно – прогнозуюче автоматичне керування режимом дуття кисневого конвертера з енергоефективним засвоєнням тепла. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» – Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», Київ, 2022.

Дисертація направлена на розробку сучасних систем автоматичного керування, які повинні забезпечувати високі показники якості роботи в умовах змінних режимів роботи промислового обладнання за рахунок ефективних структур та алгоритмів керування.

Мета дослідження полягає у зниженні собівартості киснево-конвертерної сталі, що є наслідком підвищення частки металобрухту за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера, шляхом оптимального керування параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування.

Об'єкт дослідження – процеси керування дуттьовим режимом киснево-конвертерної плавки.

Предмет дослідження – модельно-прогнозуюча система керування параметрами дуттьового режиму, що забезпечує підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера.

У роботі використовувалися методи теорії автоматичного керування, апарат передавальних функцій, модель в просторі станів, імітаційне комп'ютерне моделювання, метод оптимального параметричного синтезу, методи лінійного програмування, метод послідовних наближень, чисельні методи рішення диференціальних рівнянь.

У дисертаційній роботі вдосконалено математичну модель дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки, за рахунок врахування впливу інтенсивності дуття на процес знеуглецювання ванни, що дозволило

підвищити точність та якість керування дуттям в умовах зміни витрати кисню під час продувки, увівши запропоновану модель безпосередньо до контуру керування параметрами дуттьового режиму.

Вперше синтезовано оптимальну систему керування параметрами дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки за принципом зворотного зв'язку на базі модельно-прогнозуючого керування при використанні лінійно-квадратичного функціоналу, яка дозволила одночасно керувати інтенсивністю дуття та положенням фурми при програмній зміні завдання на витрату кисню та вмісту CO_2 , а також підвищити якість керування та енергозбереження при плавці, за рахунок збільшення ступеня допалювання CO до CO_2 , що є наслідком підвищення частки металобрухту.

Подальший розвиток отримало використання замкнутих систем керування ступенем допалювання CO до CO_2 шляхом синтезу модельно-прогнозуючого регулятора з урахуванням технологічних обмежень швидкості переміщення регулюючих органів, що дозволило підвищити якість керування процесом при наявності обмежень. Запропоноване рішення дозволяє підвищити якість керування процесом в умовах технологічних обмежень.

У роботі вирішувались наступні завдання дослідження: досліджено особливості технологічного процесу режиму продувки киснево-конвертерної плавки, вплив параметрів дуття на собівартість сталі; проаналізовано існуючі підходи до керування параметрами режиму продувки киснево-конвертерної плавки; встановлено ключові фактори, що впливають на процес продувки та проведено ідентифікацію моделі дуттьового режиму; досліджено підходи до синтезу систем керування та розроблено математичну модель системи керування процесом продувки киснево-конвертерної плавки; синтезовано модельно-прогнозуючий регулятор та проведено моделювання в системі керування дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки; запропоновано технічну реалізацію на базі сучасних засобів автоматизації.

Було розглянуто дуттєвий режим киснево-конвертерної плавки як технологічний об'єкт керування, виконано аналіз проблематики регулювання

параметрів дуття в умовах нестационарності швидкості зневуглецювання металу. Під час продувки конвертерної ванни система керування вирішує завдання синхронізації процесів рафінування та нагріву металу при надійному дуттьовому режимі, а в кінці продувки – завдання визначення моменту її припинення. Завдання на витрату дуття під час продування вибирається з гами протилежних вимог, примирити які неможливо без взаємних поступок. У традиційних способах інтенсивністю продувки керують за інформацією про початкові умови і швидкості декарбонізації або по температурі конвертерних газів. Однак дотримання цієї умови знижує продуктивність агрегату і надійність керування через перегрів елементів водоохолоджуючих конструкцій. При статичному керуванні плавкою прагнуть забезпечити отримання заданих значень масової частки вуглецю і температури, задаючись усередненими значеннями масових часток вуглецю ванни, що окислюється до СО в порожнині конвертера за рахунок кисневого дуття, оксидів заліза і марганцю в кінцевому шлаку. Висота розташування фурми має оптимальні межі. При надмірно високому розташуванні фурми кінетична енергія струменів втрачається на шляху до зустрічі з ванною, тому кисневі струмені не вступатимуть в реакцію ("поверхневий обдув"); при надмірно низькому положенні ("жорстке продування") посилюються викиди крапель металу газами і пошкоджується фурма, істотно сповільнюється шлакоутворення через зменшення кількості FeO в шлаку.

Наявні системи автоматичного керування не задовольняють в повній мірі вимогам, що висуваються до якості роботи системи при програмному керуванні параметрами режиму дуття та стабілізації збурень. У першу чергу причиною цього є складність ідентифікації об'єкту керування. Значна нестационарність швидкості зневуглецювання металу, стохастичність вимірювання технологічних параметрів, взаємопов'язаність контурів є причинами такої ситуації. Багато методів підвищення якості функціонування, що пропонуються класичною теорією автоматичного керування, не можуть забезпечити якісної роботи системи регулювання при програмному керуванні

параметрами режиму дуття та стабілізації збурень. Звідси випливає необхідність застосування удосконалених систем автоматичного регулювання, до яких відноситься модельно-прогнозуюче керування.

Порівняльне дослідження роботи модельно-прогнозуючого регулятора та комбінованої системи регулювання з ПІД-регуляторами показало, що отримані перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з модельно-прогнозуючого регулятора автоматичного регулювання забезпечили 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 модельно-прогнозуючого регулятора дозволило покращити якість регулювання для контуру витрати кисню у 1,63 рази та для контуру регулювання вмісту CO_2 у конвертерних газах у 32,5 раз; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертерних газах було знижено на 16,55% у порівнянні з комбінованою системою регулювання з ПІД-регуляторами.

Розглянуто реалізацію програмно-апаратної системи керування з використанням модельно-прогнозуючого регулятора на базі програмованого логічного контролеру. Для реалізації модельно-прогнозуючого регулятора було обрано провідне, незалежне від виробника програмне інтегроване середовище розробки програмного забезпечення систем автоматизації CODESYS V3.5, що стандартизоване згідно міжнародного стандарту IEC 61131-3. Був запрограмований функціональний блок прогнозуючої моделі, спостерігача стану об'єкту, лінійно-квадратичний функціонал та реалізований метод оптимізації Хука-Дживса на мові програмування програмованих логічних контролерів (ПЛК) структурований текст (Structured Text) та функціональна блок-схема (Function Block Diagram). Процедура імітаційного моделювання виконувалась у режимі реального часу в середовищі Matlab Simulink (модель процесу) та SoftPLC CODESYS V3.5 (модельно-прогнозуючий регулятор). Комунікація між Matlab Simulink та CODESYS

V3.5 виконується за допомогою протоколу OPC UA. Отримані результати моделювання підтвердили підвищення якості роботи системи автоматичного керування в порівнянні з комбінованою системою регулювання з ПІД-регуляторами, звідки випливає доцільність застосування удосконаленої системи автоматичного регулювання з використанням модельно-прогнозуючого керування.

Розроблені в ході виконання роботи структура та алгоритми оптимального керування параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування забезпечать підвищення якості керування параметрами дуття, сприятимуть зменшенню енерговитрат та підвищенню екологічності продувки за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO₂, а саме зниження собівартості киснево-конвертерної сталі. Використання замкнених систем керування ступенем допалювання CO до CO₂ і окиснення заліза, шляхом врахування технологічних обмежень на частку окисів заліза в шлаку з використанням лінійно-квадратичного функціоналу, при керуванні вмісту CO₂ у конвертерних газах дозволяє підвищити якість керування параметрами дуттьового режиму. Комплексний підхід до вирішення задачі інтелектуального керування процесом продувки ванни забезпечить збільшення частки брухту під час плавки без зміни технологічного процесу, тим самим дозволить інтенсифікувати виробництво сталі та знизити її вартість. У масштабах країни це сприятиме виконанню стратегічної державної програми по енергозбереженню. Алгоритмічне забезпечення прогнозуючих регуляторів може бути передано в конвертерні цехи. Розроблені методи, структури та алгоритми керування можуть дати поштовх для подальшого розвитку теорії автоматичного керування та її прикладного застосування.

Ключові слова: модельно-прогнозуюче керування, оптимальне керування, лінійно-квадратичний функціонал, киснево-конвертерний процес, модель в просторі станів, алгоритм керування, показники якості функціонування, динамічні характеристики.

ABSTRACT

Mariash Yuri I. A model predictive controller of the blowing mode during basic oxygen furnace process with energy-efficient heat absorption. – The manuscript.

The dissertation for a Doctor of Philosophy on the specialty 151 “Automation and computer integrated technologies” – National Technical University of Ukraine “Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute”, Kyiv, 2022.

The dissertation is aimed at the development of modern automatic control systems, which should provide high performance quality indicators in the conditions of variable operating modes of industrial equipment due to effective control structures and algorithms.

The purpose of the study is to reduce the cost of oxygen-converter steel, which is a consequence of the increase in the share of scrap metal due to the increase in the degree of post-burning of CO to CO₂ in the converter cavity, by optimal control of the parameters of the duty mode using model predictive control.

The object of research is the processes of control the blowing mode during basic oxygen furnace process.

The subject of the study is a model predictive control system of the parameters of the blowing mode, which ensures an increase in the degree of afterburning of CO to CO₂ in the converter cavity.

The work used the methods of the theory of automatic control, the apparatus of transfer functions, a state space model, simulated computer modelling, the method of optimal parametric synthesis, methods of linear programming, the method of successive approximations, numerical methods of solving differential equations.

In the dissertation, the mathematical model of the blowing mode of basic oxygen furnace process was improved, taking into account the influence of the intensity of blasting on the process of decarburization of the bath, which made it possible to increase the accuracy and quality of blasting control in the conditions of changes in the oxygen consumption during purging.

For the first time, an optimal control system for the parameters of blowing mode during basic oxygen furnace process was synthesized based on the principle of feedback with model-predictive control using a linear-quadratic functional, which allowed simultaneous control of the blowing intensity and the position of the lance, as well as to improve the quality of control and energy saving during melting, due to the increase in the degree of post-burning of CO to CO₂, which is a consequence of the increase in the proportion of scrap metal.

Further development was achieved by the use of closed control systems for the degree of post-burning of CO to CO₂, through the synthesis of a model predictive controller taking into account the technological saturation of the speed of movement of regulatory bodies, which allowed to improve the quality of process control in the presence of saturation.

The following research tasks were solved in the work: the study of the technological process of the blowing mode of the basic oxygen furnace, the influence of blowing parameters on the cost of steel were investigated; the existing approaches to controlling the parameters of the purging regime of the basic oxygen furnace are analysed; the key parameters affecting the purging process were established and the model of the dust regime was identified; approaches to the synthesis of control systems were investigated and a mathematical model of the control system for the purging process of the basic oxygen furnace was developed; a model predictive controller was synthesized and simulations were carried out in the control system of the blowing mode of basic oxygen furnace.

The blowing mode of basic oxygen furnace as a technological control object was considered, and the problem of control blowing parameters in conditions of nonstationary of the metal decarburization rate was analysed. During the purging of the converter bath, the control system solves the task of synchronizing the processes of refining and heating the metal in a reliable jet mode, and at the end of the purging – the task of determining the moment of its termination. The automated control system of the technological process of basic oxygen furnace provides automated control of the object in real time according to the target criterion, which covers the

main technological and technical and economic aspects of production. During the blow-out task, the blow-out is chosen from a range of opposing demands that cannot be reconciled without mutual concessions. In traditional methods, the intensity of purging is controlled by information about the initial conditions and the rate of decarbonization or the temperature of the converter gases. The management criterion is the prevention of emissions. However, compliance with this condition reduces unit productivity and control reliability due to overheating of elements of water-cooling structures. With the static control of the smelter, they strive to ensure that the given values of the mass fraction of carbon and temperature are obtained, given by the average values of the mass fractions of carbon of the bath, which is oxidized to CO in the basic oxygen furnace cavity due to oxygen blowing, iron and manganese oxides in the final slag. The height of the lance has optimal limits. If the nozzle is positioned too high, the kinetic energy of the jets is lost on the way to meeting the bath, so the oxygen jets will not react ("surface blowing"); at an excessively low position ("hard blowing"), the emission of metal droplets with gases increases and the tuyere is damaged, the formation of slag is significantly slowed down due to a decrease in the amount of FeO in the slag.

The existing automatic control systems do not fully satisfy the requirements for the quality of the system's operation during software control of the parameters of the blowing mode and stabilization of disturbances. First of all, the reason for this is the difficulty of identifying the control object. Significant nonstationary of the rate of metal decarburization, stochasticity of measurement of technological parameters, interconnectedness of contours are the reasons for this situation. Many methods of improving the quality of functioning offered by the classical theory of automatic control cannot ensure the high-quality operation of the control system during software control of the parameters of the blowing mode and stabilization of disturbances. This implies the need to use advanced automatic control systems, which include model predictive control.

A comparative study of the operation of the model predictive controller and the combined regulation system with PID controller showed that the obtained

transient processes of the system of automatic control of the blowing mode of the basic oxygen furnace from the model predictive controller provided ISE for the circuit of oxygen consumption - 5577 and the content of CO₂ - 43; the maximum dynamic deviation of the CO₂ content in converted gases was 0.95%. The use of a model predictive control made it possible to improve the quality of control for the oxygen consumption by 1.63 times and for the control of CO₂ content by 32.5 times; the maximum dynamic deviation of CO₂ content was reduced by 16.55% in comparison with the combined control system with PID controller.

The implementation of a software-hardware control system using a model predictive controller based on a programmable logic controller is considered. The leading, manufacturer-independent IEC 61131-3 automation software for engineering control systems CODESYS V3.5 SP18 was chosen to implement the model predictive controller. The functional block of the predictive model, the object state observer, the linear-quadratic functional and the Hooke-Jives optimization method were programmed in the programming language of programmable logic controllers (PLC), Structured Text and a Function Block Diagram. The simulation procedure was performed in real time in the MATLAB Simulink environment (process model) and Soft PLC CODESYS V3.5 SP18 (model predictive controller). Communication between MATLAB Simulink and CODESYS V3.5 SP18 is performed using the OPC UA protocol. The obtained simulation results confirmed the improvement of the quality of the automatic control system in comparison with the combined control system with PID controllers, which suggests the feasibility of using an improved automatic control system using model predictive control.

The structure and algorithms for optimal control of the parameters of the blowing mode developed during the work using model predictive control will ensure the improvement of the quality of control of the blowing parameters, contribute to the reduction of energy consumption and increase the environmental friendliness of blowing due to the increase in the degree of afterburning of CO to CO₂, namely, the reduction of the cost of basic oxygen furnace steel. The use of closed systems for controlling the degree of CO afterburning to CO₂ and iron oxidation, by taking into

account technological limitations on the share of iron oxides in slag using a linear-quadratic functional, when controlling the content of CO₂ in basic oxygen furnace gases allows to improve the quality of controlling of the blowing parameters. A comprehensive approach to solving the problem of intelligent management of the bath purging process will ensure an increase in the proportion of scrap during melting without changing the technological process, thereby allowing to intensify steel production and reduce its cost. On a national scale, this will contribute to the implementation of the strategic state program on energy conservation. The developed methods, structures and control algorithms can give impetus to the further development of the theory of automatic control and its practical application.

Keywords: model predictive control, optimal control, linear-quadratic functional, basic oxygen furnace, state space model, control algorithm, performance indicators, dynamic characteristics.

Список публікацій здобувача

1. Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Модельно-прогнозуючий регулятор дуттєвого режиму киснево-конвертерного процесу. Вісник Національного технічного університету «ХПІ». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. 2021. № 4 (10). С. 61–66. URL: <https://doi.org/10.20998/2413-4295.2021.04.08>.
2. Mariiash Y., Stepanets O. Optimal control of the blowing mode parameters during basic oxygen furnace steelmaking process. Modelling Control and Information Technologies. 2021. No. 5. P. 94–96. URL: <https://doi.org/10.31713/mcit.2021.30>.
3. Маріяш Ю. І. Застосування модельно-прогнозуючого керування в киснево-конвертерній плавці. Актуальні питання механічної та електричної інженерії, транспортних технологій, електроніки, автоматизації та ІТ / chair О. В. Степанець. 2021. URL: <https://doi.org/10.36074/mcnd-05.03.2021.engineering.03>.
4. Stepanets O. V., Mariiash Y. I. MODEL PREDICTIVE CONTROL TOOLBOX DESIGN FOR NONSTATIONARY PROCESS. KPI Science News. 2021. No. 1. URL: <https://doi.org/10.20535/kpissn.2021.1.217992>.
5. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Оптимальне керування параметрами дуттєвого режиму кисневого конвертера. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: XIX міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 20 кв. 2021р.: мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 14-15.
6. 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. URL: <https://doi.org/10.35784/iapgos.931>.
7. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Ключовий показник ефективності роботи кисневого конвертера як критерій якості роботи системи керування. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: XVIII міжнар.

- наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 29 кв. 2020р.: мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 7.
8. Mariiash Y., Stepanets O. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. *Modeling, Control and Information Technologies*. 2019. No. 3. P. 124–126. URL: <https://doi.org/10.31713/mcit.2019.33>.
 9. Маріяш Ю.І., Рубанець О.М. Нові підходи у прогнозуванні систем управління. XV міжнар. наук.-прак. конф. Філософські засади креатосфери у контексті творчості, 30 травня. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. 91-94 ст.
 10. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Енергозберігаюче керування продувкою кисневого конвертера з використанням MPC-підходу. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVII міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 23-26 кв. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. Т.2. С. 9.
 11. Stepanets O., Mariiash Y. Analysis of influence of technical features of a pid-controller implementation on the dynamics of automated control system. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2018. Vol. 3, no. 2 (93). P. 60–69. URL: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2018.132229>. **(Scopus Q3)**.
 12. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Управління динамічними об'єктами з використанням прогнозуючих моделей - Model Predictive Control. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVI міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 24-27 кв. 2018р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. Т.2. С. 13.
 13. Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Автоналаштування ПІД-регулятора на мінімум інтегрального зваженого в часі модульного критерію якості роботи. *Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки*. 2018. Т.29(68). №1. С. 31-36.

14. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Практична реалізація ПД-регуляторів згідно рекомендацій Foundation Fieldbus. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25 28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 10.
15. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Імітаційне моделювання технологічних процесів як інструмент випробувань автоматизованої системи управління. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25 28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 9.
16. Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні аспекти розробки програмного забезпечення: Збірник наукових праць III науково-практичної дистанційної конференції молодих вчених і фахівців з розробки програмного забезпечення, 15 квітня 2016 р. Черкаси: видавець Чабаненко Ю. А., 2016. С. 90.
17. Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XIV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 18 21 кв. 2016р. : мат.конф. — К.: КПІ, 2016. Т.2. С. 22.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....	17
ВСТУП.....	18
РОЗДІЛ 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ПАРАМЕТРАМИ РЕЖИМУ ПРОДУВКИ КИСНЕВО КОНВЕРТЕРНОГО ПРОЦЕСУ	24
1.1 Характеристика об'єкта керування	24
1.2 Огляд і аналіз методів керування параметрами дуттєвого режиму	32
1.3 Застосування модельно-прогнозуючого керування	36
Висновки до розділу	39
РОЗДІЛ 2 ДОСЛІДЖЕННЯ ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ.....	42
2.1 Технологічні особливості керування режимом дуття ККП.....	42
2.2 Математичне моделювання режиму продувки киснево-конвертерного процесу	52
Висновки до розділу	69
РОЗДІЛ 3 РОЗРОБКА І РЕАЛІЗАЦІЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ.....	71
3.1 Ідеологія модельно-прогнозуючого керування	71
3.2 Розробка комбінованої САР параметрами дуття ККП.....	79
3.3 Розробка МПК параметрами дуття ККП	87
Висновки до розділу	102
РОЗДІЛ 4 ДОСЛІДЖЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ.....	104
4.1 Імітаційне моделювання комбінованої САР параметрами дуття ККП	104
4.2 Імітаційне моделювання МПК параметрами дуття ККП.....	109
4.3 Дослідження чутливості МПК.....	119

Висновки до розділу	124
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ	126
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	129
ДОДАТКИ.....	139
ДОДАТОК 1.....	139
ДОДАТОК 2.....	140
ДОДАТОК 3.....	147
ДОДАТОК 4.....	149
ДОДАТОК 5.....	151
ДОДАТОК 6.....	154
ДОДАТОК 7.....	156
ДОДАТОК 8.....	158
ДОДАТОК 9.....	160
ДОДАТОК 10.....	161

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

АСК – автоматизована система керування;
АСУТП – Автоматизована система управління технологічним процесом;
І – інтегральний;
КК – кисневий-конвертер;
ККД – коефіцієнт корисності дії;
ККП – киснево-конвертерний процес;
МП – модельно-прогнозуючий;
МПК – модельно-прогнозуючого керування;
МПР – модельно-прогнозуючий регулятор;
НЧ – нечітка логіка;
ОКГ – охолоджувача конвертерних газів;
П – пропорційний;
ПД – пропорційно-диференційний;
ПІ – пропорційно-інтегральний;
ПІД – пропорційно-інтегрально-диференційний;
ПЛК – програмований логічний контролер;
РД – реально-диференційний;
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 – це складний процес, який потребує застосування комплексу технологічного, енергетичного та транспортного устаткування, кожне з яких вимагає відповідної автоматизації. Для виробництва сталі з рідкого чавуну та сталевих брухту при продуванні киснем призначений кисневий конвертер (КК). Сьогодні отримання сталі за допомогою киснево-конвертерного процесу (ККП) є найпопулярнішим у світі та набуває все більшого розповсюдження. Згідно даних Steel Statistical Yearbook 2020 [1] частка ККП у світі складає 71.6% станом на кінець 2019 р.

В Україні найрозповсюдженішими способами виробництва сталі є ККП та мартенівське виробництво, частка якого з кожним роком знижується через нерентабельність та використання дефіцитного природного газу [2]. Місце мартенівських печей займають кисневі конвертери, які мають перевагу в техніко-економічних показниках (вища продуктивність на одиницю виплавленої сталі та менші витрати). Згідно даних ОП «Укрметалургпром» [3] з основних діючих виробничих потужностей в експлуатації України знаходиться 14 з 16 конвертерів станом на 2021 рік.

В останні роки актуальними методами зниження вартості киснево-конвертерної сталі є засвоєння проектної потужності агрегатів, підвищення стійкості футерівки конвертерів, оптимізація та автоматизація технологічного процесу.

Актуальність теми. На сьогоднішній день в Україні та у світі актуальною є проблема енергозбереження та зниження вартості виплавленої сталі. Металургійні підприємства розвиваються в умовах жорсткої конкуренції, основна причина – українська продукція надзвичайно енергомістка через зношеність основних фондів та застарілі технологічні процеси. Основним недоліком ККП є необхідність надання початкової кількості тепла (у вигляді рідкого чавуну) і як наслідок – обмеження в переробці металевих брухту. Для виготовлення сталі, в КК завантажують металобрухт об'ємом до 30% від металевої частини. Решта – рідкий чавун,

який є дорожчим у порівнянні з металобрухтом [4] та потребує доменного виробництва. Тому актуальною проблемою ККП є збільшення частки лому при виплавці конвертерної сталі.

Наразі відомо кілька способів підвищення частки брухту у шихті: попередній підігрів металевого брухту поза конвертером та допалювання монооксиду до діоксиду вуглецю у порожнині конвертера [5]. Гази, які відходять з конвертера, в основному складаються з СО, тому ефективним методом є допалювання СО до CO_2 , так як він не потребує додаткового устаткування, а для досягнення бажаних показників достатньо керувати параметрами дуттьового режиму, такими як положення фурми і витрати кисню.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Робота виконувалась за підтримки Міністерства освіти та науки України в межах наукової тематики: «Розроблення техніко-технологічних схем та систем керування теплозабезпечення населених пунктів на основі термодинамічних підходів» – державний реєстраційний номер 0120U102168 та «Ексергетичне обґрунтування нестаціонарних режимів та характеристик комбінованого тепло- та холодозабезпечення енергоефективних будівель на основі теплонасосних систем» – державний реєстраційний номер 0120U001750 в Національному технічному університеті України “Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського”.

Мета роботи і завдання дослідження. Метою роботи є зниження собівартості киснево-конвертерної сталі, що є наслідком підвищення частки металобрухту за рахунок підвищення ступеня допалювання СО до CO_2 в порожнині конвертера, шляхом оптимального керування параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування (МПК).

Для досягнення поставленої мети вирішувались наступні завдання дослідження:

1. досліджено особливості технологічного процесу режиму продувки киснево-конвертерної плавки, вплив параметрів дуття на собівартість сталі;
2. проаналізовано існуючі підходи до керування параметрами режиму продувки киснево-конвертерної плавки;
3. встановлено ключові параметри, що впливають на процес продувки та проведено ідентифікацію моделі дуттьового режиму;
4. досліджено підходи до синтезу систем керування та розроблено математичну модель системи керування процесом продувки киснево-конвертерної плавки;
5. синтезовано модельно-прогнозуючий контролер та проведено моделювання системи керування дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки.

Об'єкт і предмет дослідження. Об'єкт дослідження – процеси керування дуттьовим режимом киснево-конвертерної плавки. Предмет дослідження – модельно-прогнозуюча система керування параметрами дуттьового режиму, що забезпечує підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера.

Методи дослідження. У роботі використовувалися методи теорії автоматичного керування, апарат передавальних функцій, модель в просторі станів, імітаційне комп'ютерне моделювання, метод оптимального параметричного синтезу, методи лінійного програмування, метод послідовних наближень, чисельні методи рішення диференціальних рівнянь.

Наукова новизна одержаних результатів:

1. вдосконалено математичну модель дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки за рахунок врахування впливу інтенсивності дуття на процес зневуглицювання ванни, що дозволило підвищити точність та якість керування дуттям в умовах зміни витрати кисню під час продувки;

2. вперше синтезовано оптимальну систему керування параметрами дуттєвого режиму киснево-конвертерної плавки за принципом зворотного зв'язку на базі модельно-прогнозуючого керування при використанні лінійно-квадратичного функціоналу, яка дозволила одночасно керувати інтенсивністю дуття та положенням фурми при програмній зміні завдання на витрату кисню та вмісту CO_2 , а також підвищити якість керування та енергозбереження при плавці за рахунок збільшення ступеня допалювання CO до CO_2 , що є наслідком збільшення частки металобрухту;
3. подальший розвиток отримало використання замкнутих систем керування ступенем допалювання CO до CO_2 , шляхом синтезу модельно-прогнозуючого регулятора з урахуванням технологічних обмежень швидкості переміщення регулюючих органів, що дозволило підвищити якість керування процесом при наявності обмежень. Запропоноване рішення дозволяє підвищити якість керування процесом в умовах технологічних обмежень.

Практичне значення отриманих результатів. Розроблені в ході виконання роботи структура та алгоритми оптимального керування параметрами дуттєвого режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування забезпечать підвищення якості керування ККП, сприятимуть зменшенню енерговитрат та підвищенню екологічності продувки за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO_2 , а саме зниження собівартості киснево-конвертерної сталі. Використання замкнутих систем керування ступенем допалювання CO до CO_2 і окиснення заліза, шляхом врахування технологічних обмежень на частку окисів заліза в шлаку з використанням лінійно-квадратичного функціоналу, при керуванні вмісту CO_2 у конвертерних газах дозволяє підвищити якість керування параметрами дуттєвого режиму. Комплексний підхід до вирішення задачі інтелектуального керування процесом продувки ванни забезпечить збільшення частки брухту під час плавки без зміни технологічного процесу, тим самим дозволить

інтенсифікувати виробництво сталі та знизити її вартість. У масштабах країни це сприятиме виконанню стратегічної державної програми по енергозбереженню. Алгоритмічне забезпечення прогнозуючих регуляторів може бути передано в конвертерні цехи. Розроблені методи, структури та алгоритми керування можуть дати поштовх для подальшого розвитку теорії автоматичного керування та її прикладного застосування. Результати роботи використовуються в навчальному процесі (додаток 10) Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» на кафедрі автоматизації енергетичних процесів.

Особистий внесок здобувача. Основні наукові результати дисертації належать здобувачу. Автор самостійно сформував завдання і мету дослідження, наукові результати, виконав теоретичну і практичну частини дисертації. В опублікованих наукових працях, що написані у співавторстві, особисто здобувачу належать такі внески: врахування впливу інтенсивності дуття на процес зневуглицювання ванни під час киснево-конвертерної плавки для побудови модельно-прогнозуючого керування параметрами дуттьового режиму [6]; синтезовано оптимальну систему керування параметрами дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки за принципом зворотного зв'язку на базі модельно-прогнозуючого керування при використанні лінійно-квадратичного функціоналу [7, 8]; створення структури та моделей замкнутих систем керування ступенем допалювання CO до CO₂ і витрати кисню, шляхом врахування технологічних обмежень з використанням лінійно-квадратичного функціоналу [9]; підхід модельно-прогнозуючого керування параметрів дуття киснево-конвертерної плавки (інтенсивністю дуття кисню та висотою фурми), що спрямоване на підвищення утилізації теплової енергії процесу [10].

Апробація результатів дисертації. Результати досліджень, викладених у дисертації, було висвітлено на наступних наукових з'їздах, конференціях:

1. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: міжнародна науково-практична конференція молодих вчених та студентів (м. Київ - 2018, 2019, 2020, 2021);

2. Modelling, control and information technologies: International scientific and practical conference (м. Рівне - 2019, 2021);
3. Актуальні питання механічної та електричної інженерії, транспортних технологій, електроніки, автоматизації та ІТ: міжнародна спеціалізована наукова конференція (м. Хмельницький - 2021);
4. Міжнародна науково-практична конференція: Філософські засади креатосфери у контексті творчості (м. Київ - 2019);
5. Науково-практична конференція молодих вчених і фахівців з розробки програмного забезпечення: Сучасні аспекти розробки програмного забезпечення (м. Черкаси - 2016).

Публікації. За результатами досліджень було опубліковано 17 наукових робіт, з яких 3 статті у фахових українських виданнях; 1 стаття в українському виданні, що входить до першого–третього квартилів (Q1-Q3) відповідно до класифікації SC Imago Journal and Country Rank або Journal Citation Reports наукометричної бази Scopus; 1 іноземна стаття, що входить до наукометричної бази Index Copernicus; 12 матеріалів та тез міжнародних науково-практичних конференцій.

Структура і обсяг роботи. Дисертація складається із вступу, 4 розділів, висновків, списку використаних джерел (80) та 10 додатків. Повний обсяг дисертації складає 161 сторінку, з них основний зміст роботи викладено на 113 сторінках друкованого тексту, у тому числі 63 рисунків, 9 таблиць та 79 формул.

РОЗДІЛ 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ПАРАМЕТРАМИ РЕЖИМУ ПРОДУВКИ КИСНЕВО КОНВЕРТЕРНОГО ПРОЦЕСУ

1.1 Характеристика об'єкта керування

Виробництво сталі в світі зростає з кожним роком та станом на 2019 рік становить більше 1,875 млрд тон [1]. Більше половини всієї сталі у світі виплавляється в Китаї. Найбільші країни-виробники це – Індія, Японія, США, Південна Корея, Туреччина та Україна (рис. 1.1).

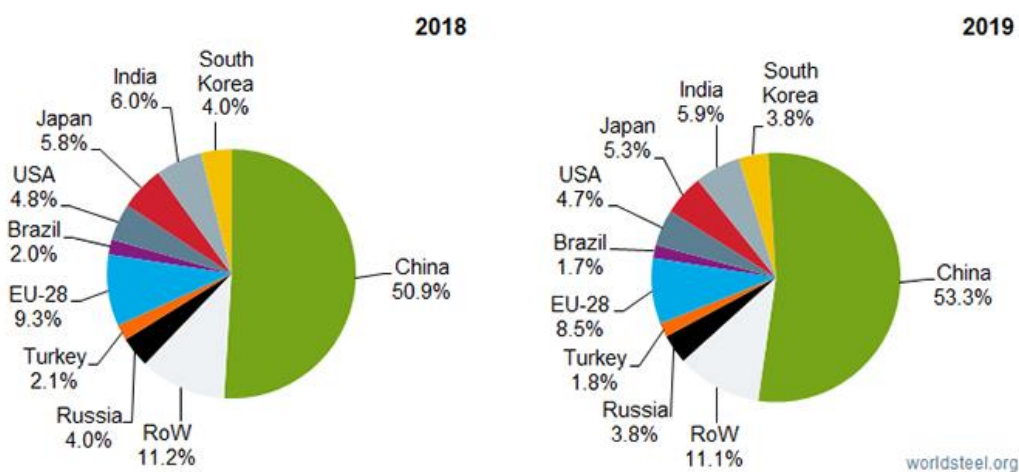


Рис. 1.1 Виробництво сталі у світі

Гірничо-металургійний комплекс України об'єднує підприємства чорної і кольорової металургії, гірничо-збагачувальні комбінати, феросплавні та коксохімічні заводи й підприємства, що випускають вироби з металів. В Україні сформувалися три головних регіони чорної металургії: Донецький, Приазовський та Придніпровський. Там зосереджені запаси палива і залізних руд, там же виробляють залізорудну сировину й металопродукцію. Гірничо-збагачувальні комбінати (ГЗК) розташовані переважно в Кривому Розі. Це «Суша балка», Інгулецький, Північний, Південний і Центральний ГЗК. Металургійне виробництво переважає в Маріуполі (Маріупольський металургійний комбінат імені Ілліча та «Азовсталь»), Запоріжжі («Запоріжсталь», «Дніпроспецсталь», Запорізький завод феросплавів), Дніпрі (Дніпровський металургійний завод та «Інтерпайп — Сталь») і Кривому Розі (металургійний комбінат «АкселорМіттал Кривий Ріг») та інших містах [11].

Сьогодні отримання сталі за допомогою киснево-конвертерного процесу (ККП) є найпопулярнішим у світі та набуває все більшого розповсюдження. Згідно статистичних даних частка ККП у світі складає 71.6% станом на кінець 2019 р. (70.8% станом на 2018 р.) [1]. Попит на сталь у світі тільки зростає, що сприяє подальшому зростанню виробництва та застосування енергоефективних технологій. Минулого року експорт склав 78,5 % обсягу виробленої металопродукції, але це переважно продукція з відносно низькою доданою вартістю (напівфабрикати). Частка таких виробів у 2018 р. – 43 % від загального експорту металовиробів [12].

Кисневий конвертер призначений для виробництва сталі з рідкого чавуну та сталевих брухтів при продуванні киснем (рис. 1.3). Киснево-конвертерний процес (ККП) – це процес виробництва сталі з рідкого чавуну з додаванням сталевих брухтів в конвертер і продувкою киснем зверху крізь водоохолоджувальну фурму [13]. Перші напівпромислові дослідження з продувки чавуну киснем зверху (у ковші) було проведено в 1939 р. інженером М. І. Мозговим. У промисловому масштабі ККП – в 1952 р. в Австрії. На основі проведених у 1954-1955 рр. експериментів у конвертерах і ковшах місткістю 8-15 т було спроектовано і введено в експлуатацію в на території України киснево-конвертерні цехи на металургійних заводах ім. Петровського (1956р., зараз м. Дніпро) і Криворіжсталь (1957 р.). Наприкінці 70-х років ХХ ст. створено комбіновані конвертерні процеси донно-верхнього дуття. За комбінованої продувки досягається інтенсивне й рівномірне в різних частинах ванни перемішування металу, розосередження дуття, більше наближення системи шлак – метал до рівноваги, спокійний перебіг процесу продувки, високий вихід придатної сталі, менше пиловиділення, можливість переробки великих шматків брухту, регулювання окиснення шлаку, швидке розчинення звичайного кускового вапна. Станом на 2021 рік згідно даних ОП «Укрметалургпром» в експлуатації України (рис. 1.2) знаходилося 16 конвертерів.



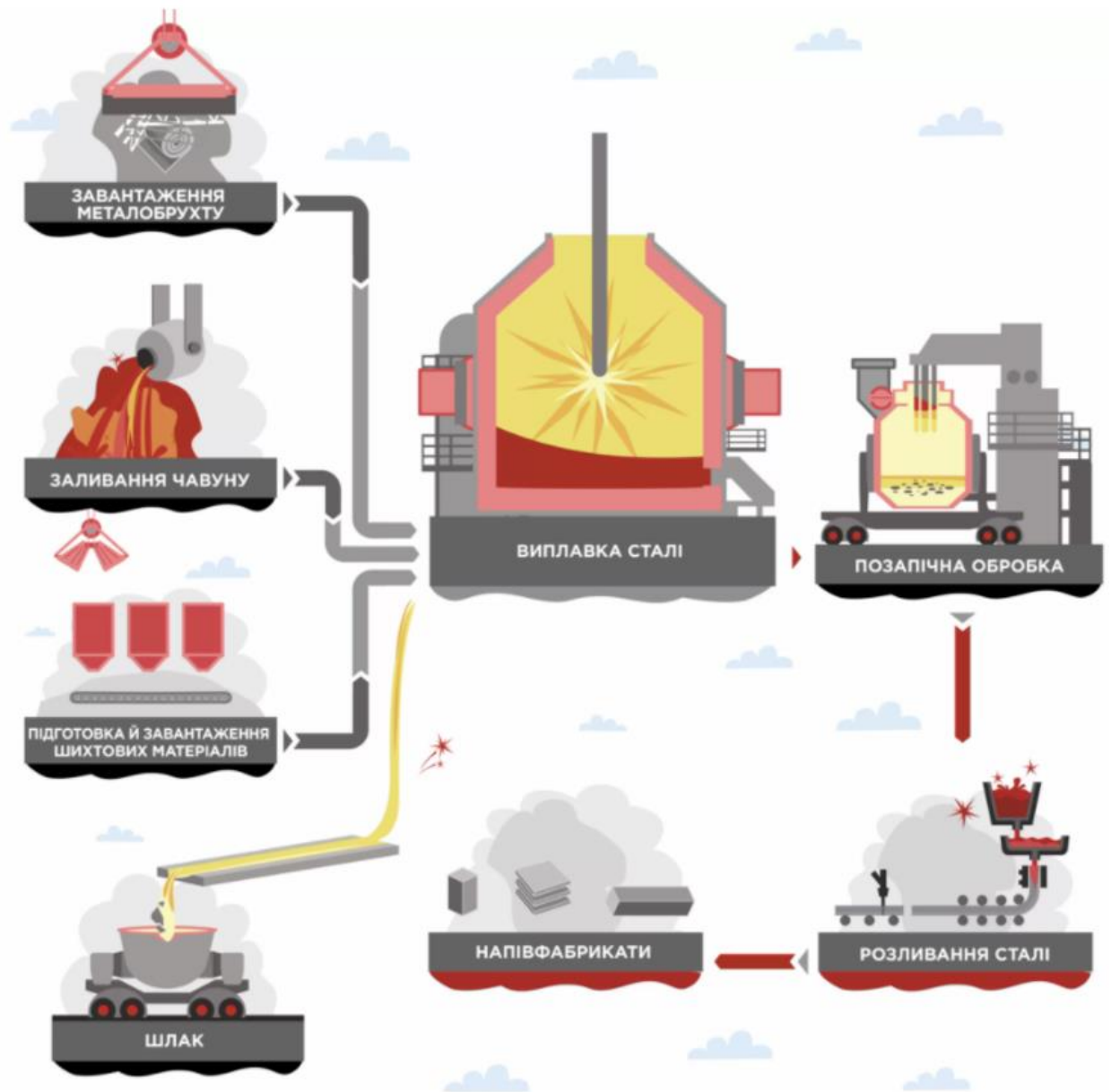
Рис. 1.2 Статус основних виробничих потужностей

Процес плавки сталі в кисневих конвертерах поділяють на такі етапи [14]:

1. завантаження металевого брухту;
2. заливка рідкого чавуну, продування ванни киснем;
3. введення сипучих матеріалів, що утворюють шлак;
4. контроль температури металу та відбір проб;
5. злив металу і шлаку;
6. огляд футерування конвертера і підготовка до наступної плавки.

Завантаження металевого брухту (рис. 1.4). Кількість сталевого брухту досягає 25% від маси шихти. До металу, як і при звичайних сталеплавильних процесах, висуваються такі вимоги: відсутність високого вмісту фосфору, сірки, добавок кольорових металів та іржі. Крім того, обмежують максимальний розмір шматків брухту, бо дуже великі можуть не встигнути розчинитися в металі за час продувки, а під час завантаження можуть пошкодити футеровку конвертера. Для конвертерів ємністю 100-350 т розмір шматків брухту не повинен бути більше таких габаритів: $0,3 \times 0,3 \times 1,0$ м, а для пакетів лома не більше $0,7 \times 1,0 \times 2,0$ м. Завантаження брухту і заливка чавуну в конвертер дозволяється починати при температурі футеровки не нижче 1000°C по команді майстра (сталевара) конвертера [15].

Заливка рідкого чавуну. Основним шихтовим матеріалом для киснево-конвертерного цеху є рідкий чавун. Рідкий чавун потрапляє в конвертер з міксерного відділення або з чавуновізного відділення (рис.1.5). Чавуновізний ківш подають до моменту випуску попередньої плавки. Конвертор знаходиться в похилому положенні, як і під час операції з завалки металобрухту.



*Джерело: МЕТІНВЕСТ «Металургійна кухня»

Рис. 1.3 Конвертерне виробництво сталі

Не роблячи великої перерви, в конвертер на скрап заливають рідкий чавун за допомогою залівного крана з чавуновізним ківшом, який пересувається по робочому майданчику вздовж фронту конвертерів. Масу чавуну, що заливається в конвертер, розраховують залежно від заданої марки сталі, маси виливків, кількості охолоджувачів (брухту, окатишів, руди). Завантажений конвертер встановлюють у вертикальне положення.



Рис. 1.4 Завалка брухту

Температура рідкого чавуну, який переробляють у конвертерах на сталь, зазвичай становить 1300-1450 °С [15]. Використовувати чавун з більш низькою температурою небажано, оскільки це призводить до холодного початку продувки і уповільнення утворення шлаку. Після доливання чавуну конвертер повертають у вертикальне робоче положення.

Продувка. У порожнину конвертера вводять фурму і вмикають подачу кисню (рис.1.6). Перед початком продування перевіряють готовність систем, механізмів та обладнання. Насамперед це стосується котла-охолоджувача та газоочищення. Особливо велику увагу приділяють роботі тракту для відводу конвертерних газів за схемою без догорання СО. Перевіряють роботу димососа, газові пальники і пристосування для систем газовідвідного тракту, витрата води. Автоматично включається регулятор, виставляється задане розрідження 6-10 Па [16] в гирлі кесона охолоджувача конвертерних газів.

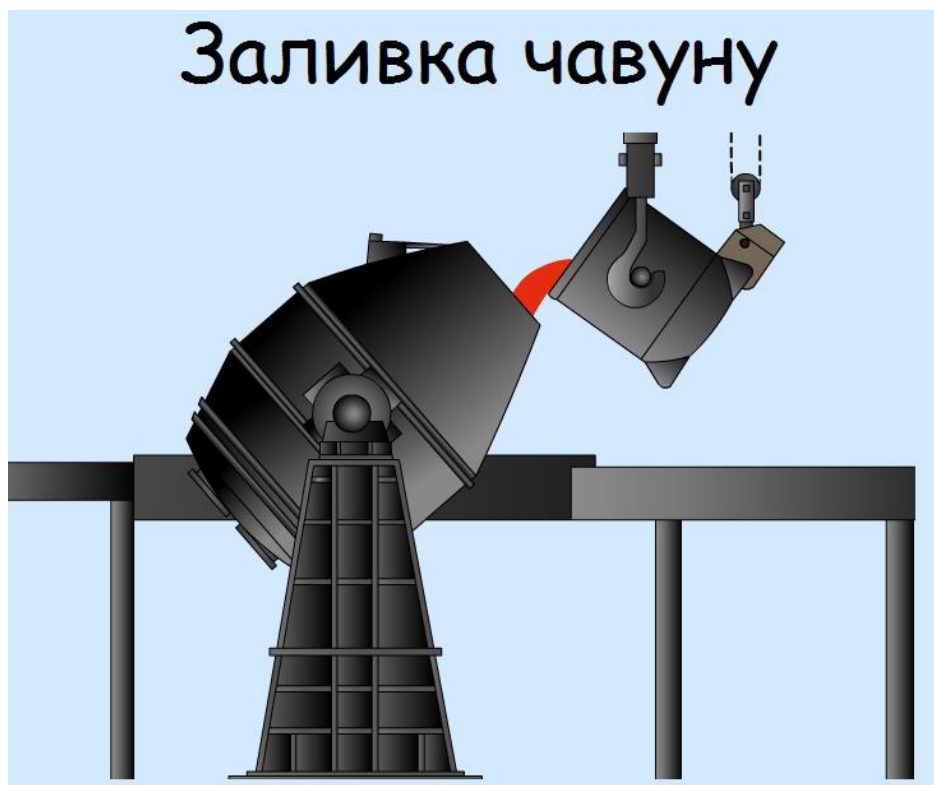


Рис. 1.5 Заливка чавуну

За рахунок кисню, яким продувають чавун, окислюється надлишковий вуглець, а також кремній, марганець і невелика кількість заліза, причому окислення кремнію і марганцю закінчується в перші 3-4 хвилини продувки. З окислів, які утворилися (за винятком CO), вапна та інших сипучих матеріалів утворюється шлак. Під час продувки в шлак з металу виділяються фосфор і сірка. Бульбашки CO, які утворилися при окисленні вуглецю, спінюють метал і шлак і значно посилюють циркуляцію шлаку і металу, що прискорює процеси окислення, дефосфорації, нагріву металу та ін. Разом з бульбашками окису вуглецю з металу видаляються розчинені в ньому шкідливі гази – водень і азот.

Добавка компонентів, що утворюють шлак. Сипучі компоненти, що утворюють шлак, завантажують за допомогою автоматизованої системи, яка складається з бункерів для зберігання матеріалів, живильників, ваг і лотків, за якими матеріали зсипаються в горловину конвертера. Система забезпечує завантаження сипучих матеріалів без зупинки продувки за програмою, заданою оператором з пульта управління конвертером [17].

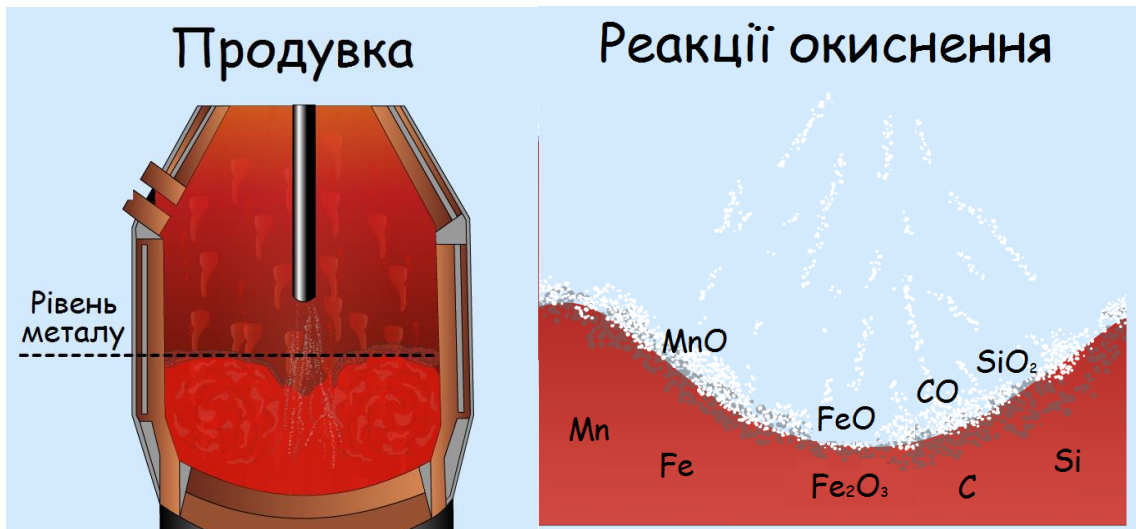


Рис. 1.6 Продувка киснем металу

Завантаження добавок в конвертер можна виконувати за такими схемами [18]:

1. до заливки чавуну в конвертер 100% на скрап;
2. до заливки чавуну в конвертер 50% під чавун або скрап, залишок дають в ході продувки;
3. режим завалювання – «доведення» в процесі продувки (першу найбільшу порцію завантажують на початку продувки, залишок порцій (2-3) – під час продувки);
4. завантаження дрібними рівномірними порціями по ходу продувки (режим «посипання»); кількість порцій може бути до 10, це визначається складом устаткування і числом автоматичних ваг-дозаторів тракту подачі шихтових сипучих матеріалів.

У цехах старої структури можливі тільки перші дві схеми. Сипучі матеріали додають в конвертер в подрібненому вигляді (до фракції 20-25 мм).

Контроль температури металу та відбір проб (рис. 1.7). Для того щоб отримати на момент закінчення продувки заданий хімічний склад і температуру, по ходу плавки можна здійснювати вимірювання температури металу, а також виконувати відбір проб металу і шлаку. З цією метою конвертерні печі обладнають спеціальними термозондами [19]. Вони є невід'ємними елементами обладнання сучасного кисневого конвертера. Результати вимірювань, виконаних за 2-3 хвилини до завершення продувки,

використовуються для зупинки продувки при певному складі і температурі металу [20].

Процес плавки. Тривалість плавки в сучасному конвертері складає 30-45 хвилин. У табл. 1.1 представлено хронометраж однієї із плавок у 160-т конвертері при виплавці сталі із вмістом не більше 0,1 % С [21].

Таблиця 1.1 Хронометраж однієї із плавок у 160-т конвертері

Операція	Час, хв – с
Кінець випуску попередньої плавки	00 – 00
Завантаження у конвертер 3 т вапна (на дно)	01 – 20
Початок завалки брухту у кількості 27 т	02 – 05
Кінець завалки брухту	04 – 37
Початок зливу у конвертер чавуну у кількості 141 т	05 – 05
Кінець зливу чавуну	06 – 02
Початок продувки (витрати кисню 400 м ³ /хв, висота фурми над рівнем ванни 1,2 м)	06 – 15
Кінець продувки	27 – 29
Відбір проби з розплаву, вимірювання температури (склад металу: 0,12 % С; 0,26 % Мп, температура металу 1626 °С).	29 – 23
Початок додувки (витрати кисню 370 м ³ /хв; висота фурми 1,1 м; завантаження 1т вапняку)	32 – 46
Кінець додувки	34 – 07
Відбір проби металу, вимірювання температури (0,08 % С; 0,16 % Мп; 1610 °С)	36 – 12
Початок випуску сталі	41 – 56
Кінець випуску сталі	44 – 04
Кінець випуску шлаку	46 – 00

Злив металу і шлаку. Після отримання хімічного складу і заданої температури продувку припиняють, фурму піднімають і конвертер нахиляють для зливу металу.

Контроль температури металу та відбір проб

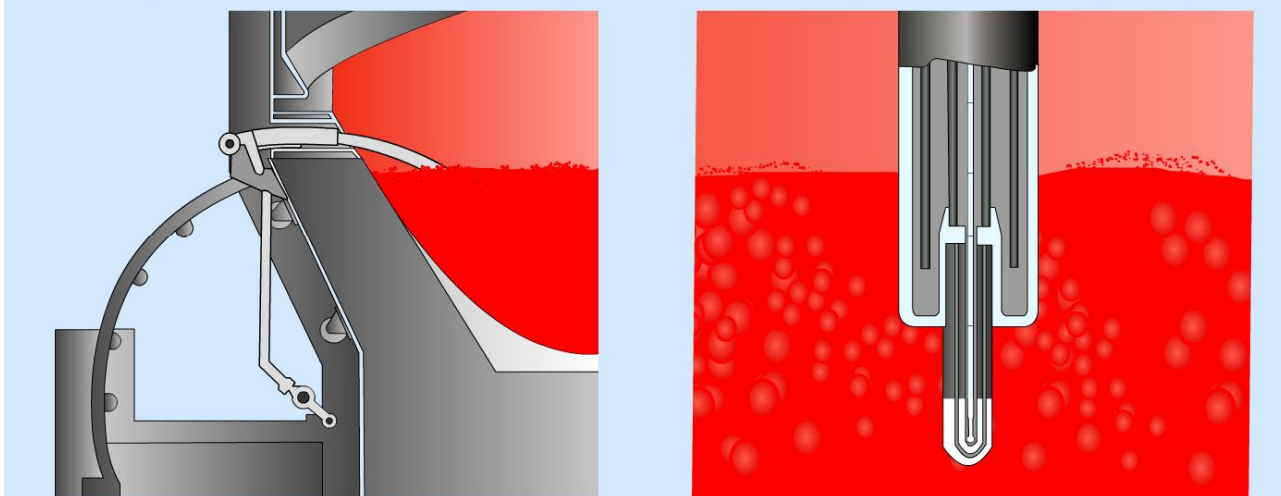


Рис. 1.7 Контроль температури металу та відбір проб

Випуск сталі з конвертера виконують через сталевипускний отвір (летку) по команді оператора з головного поста керування або з допоміжного поста на робочому майданчику. Під час зливу під струмінь металу додають легуючі добавки. Після закінчення зливу сталі конвертер нахиляють в протилежну сторону для випуску рідкого шлаку, який зливають в шлаковий ківш безпосередньо через горловину конвертера.

1.2 Огляд і аналіз методів керування параметрами дуттєвого режиму

Сучасний киснево-конвертерний процес є високотехнологічним і автоматизованим виробництвом, яке забезпечене великою кількістю контрольно-вимірювальної та регулюючої апаратури. У сучасних умовах розвитку металургійного виробництва актуальними являються завдання по розробці ресурсозберігаючих технологічних режимів виплавки сталі, теоретичних і практичних аспектів нових енергозберігаючих способів продувки та підвищення ефективності засвоєння теплової енергії. Виплавка сталі є інтенсивним процесом (табл. 1.1), тому оператор конвертера фізично не має можливості опрацювати великий об'єм інформації, вибрати найкращий режим та оперативно втрутитись у хід технологічного процесу плавки. При ручному управлінні хід продувки часто відхиляється від оптимального, порушується процес шлакоутворення, у результаті чого шлак або звертається,

або спінюється, що призводить до виносів та викидів. Тільки 45 – 50 % плавок, а іноді і менше, випускають при ручному управлінні з першої спроби [15]. Важливими параметрами режиму дуття є інтенсивність продувки, висота фурми над рівнем спокійної ванни, глибина проникнення, тиск та кількість струменів кисню [21].

Завдання керування ККП – отримання наприкінці продувки металу з певним хімічним складом і температурою. Однак пряме вимірювання цих параметрів упродовж продувки неможливо внаслідок відсутності відповідних датчиків, які можуть працювати в умовах ККП [18]. За таких умов актуальним є застосування алгоритмів керування, що дають змогу вести процес за оптимальним режимом. Створення АСК конвертерною плавкою вирішує такі завдання:

1. динамічна стабілізація, метою якої є забезпечення сталого ходу процесу за основними параметрами;
2. керування середньотраєкторною зміною параметрів стабілізованого процесу, що включає контроль динамічних параметрів, керування продувкою у замкненому режимі;
3. аналіз виробництва та керування ним з метою забезпечення оптимальних техніко-економічних показників процесу.

Для побудови автоматизованої системи керування (АСК) ККП використовують різноманітні підходи: застосування статичних і динамічних прогнозованих моделей [10] (рекомендації щодо доведення плавки за результатами проміжних вимірів та історії «вдалих» плавок); контроль вихідних параметрів плавки [14]; динамічне керування продувкою [5]. Наприклад, у статті [23] використання нейронних мереж зі зворотнім поширенням дозволяє провести аналіз великих наборів даних, щоб забезпечити оптимізацію процесу плавки. Оптимальне динамічне керування режимом дуття з використанням прогнозуючих моделей [24] дозволило авторам покращити отримання наприкінці продувки металу з певним хімічним складом і температурою, що сприяє підвищенню якості сталі, однак

підвищення температури металу призводить до перегріву елементів водоохолоджуючих конструкцій та зниження продуктивності агрегату.

По ходу продувки конвертерної ванни система керування вирішує завдання синхронізації процесів рафінування та нагріву металу при надійному дуттьовому режимі, а в кінці продувки – завдання визначення моменту її припинення [25]. Автоматизована система управління технологічним процесом (АСУТП) киснево-конвертерної плавки забезпечує автоматизоване управління об'єктом в реальному масштабі часу за цільовим критерієм, який охоплює основні технологічні і техніко-економічні аспекти виробництва. Керуючими збуреннями є маса брухту і чавуну, витрата кисню, висота фурми над рівнем ванни, маса добавок і розкислювачів. Всі керуючі впливи регламентуються кількісними обмеженнями, в якості яких приймаються конструктивні дані конвертера, фурми і газоходу охолоджувача конвертерних газів (ОКГ), енергоресурси, вантажопотоки, технологія продувки фізично і хімічно збалансованої шихти [18]. В якості граничних умов використовуються області допустимих режимів функціонування технологічних об'єктів управління (ТОУ).

Під час продування завдання на витрату дуття вибирається з гами протилежних вимог, примирити які неможливо без взаємних поступок. У традиційних способах інтенсивністю продувки керують за інформацією про початкові умови і швидкості декарбонізації або температурі конвертерних газів. Критерієм управління є запобігання викидів. Однак дотримання цієї умови знижує продуктивність агрегату і надійність управління через перегрів елементів водоохолоджуючих конструкцій [26]. При статичному управлінні плавкою прагнуть забезпечити отримання заданих значень масової частки вуглецю і температури, задаючись усередненими значеннями масових часток вуглецю ванни, що окислюється до СО в порожнині конвертера за рахунок кисневого дуття, оксидів заліза і марганцю в кінцевому шлаку [27]. Ці параметри в основному залежать від дуттьового режиму. Для врахування ступеня засвоєння кисню ванною інтенсивність продувки по її ходу коригують

на основі інформації про тепловий потік на водоохолоджуючих елементах [20]. На практиці витрату кисню на продувку підтримують на максимально високому рівні під час продувки. Це викликано бажанням знизити тривалість продувки, що повинно збільшити продуктивність конвертера. Однак висока інтенсивність продувки може не забезпечити розплавлення лому до кінця режиму дуття, а також ускладнити формування шлаку [14].

При динамічному управлінні витратою дуття вимірюють початкові умови (число змін футерування конвертера при експлуатації ОКГ, насипну щільність брухту, масову частку кремнію в чавуні і його температуру), температурне розширення екранних труб підйомного газоходу ОКГ і в результати вимірювань вводять корекцію, що враховує перехідний режим теплової роботи елементів водоохолоджуючих конструкцій у вигляді похідної від температурного лінійного розширення елементів [20]. В ході продувки можливі зміни витрати дуття в разі незадовільного шлакоутворення. Надмірно густі шлаки розріджують введенням плавикового шпату, підйомом фурми з одночасним зниженням витрати дуття. Надмірно рідкі шлаки виправляють введенням вапна, опусканням фурми з одночасним збільшенням витрат дуття. Витрату дуття змінюють на 10 ... 15%.

Висота розташування фурми має оптимальні межі. При надмірно високому розташуванні фурми кінетична енергія струменів втрачається на шляху до зустрічі з ванною, тому кисневі струмені не вступають в реакцію ("поверхневий обдув"); при надмірно низькому положенні ("жорстке продування") посилюються викиди крапель металу газами і пошкоджується фурма, істотно сповільнюється шлакоутворення через зменшення кількості FeO в шлаку [28]. Оптимальна висота зазвичай знаходиться в межах від 1,0 до 2,5 м, що відповідають відстані до рівня ванни в спокійному стані висота зазвичай зростає при збільшенні місткості конвертера і залежить від особливостей прийнятої в цеху технології. У публікації [29] Охотський В. Б. зазначає, що не змінюючи відстань фурми під час продувки не можливо досягти економічної ефективності процесу. Зміну висоти положення фурми

під час продувки, зазвичай, використовують для регулювання окислення шлаку і прискорення його формування. Великий розвиток отримало нечітке керування положенням фурми [26], метою якого є підвищення частки CO_2 у газах, що відходять. При великому заглибленні кисневих струменів в металеву ванну весь кисень буде засвоюватися металом. Зменшення заглиблення струменів наближає зону прямого окислення до шлаку, в шлак буде переходити більше оксидів заліза. Збагачення шлаку оксидами заліза істотно прискорює розчинення вапна, тобто шлакоутворення. Збільшуючи відстань фурми над рівнем спокійної ванни, можна підвищити ступінь згорання CO в порожнині конвертера.

1.3 Застосування модельно-прогнозуючого керування

Одним із сучасних підходів до аналізу і 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 і застосування сучасних методів оптимізації. Ідея оптимізації прогнозованої керуючої дії, яка складає основу МПК-методів, виникла в рамках двох незалежних, проте близьких по суті підходів [30]. Перший, Dynamics Matrix Control (DMC), розвивався зусиллями фахівців компанії Shell Oil [31], а другий - Model Algorithmic Control (MAC) - був розроблений французькими інженерами хімічної промисловості [32]. На базі останнього підходу вперше був створений комерційний пакет програм IDCOM (Identification and Command), який певною мірою послужив прообразом сучасних методів управління з прогнозом.

Ідеологія модельно-прогнозуючого (МП)-підходу полягає у наступній схемі управління (рис. 1.8) динамічними об'єктами за принципом зворотного зв'язку [33]: розглядається математична модель об'єкта (відносно проста), початковими умовами для якої служить її поточний стан; при заданому

управлінні виконується прогноз руху об'єкта на деякому кінцевому відрізку часу (горизонті прогнозу); виконується оптимізація керування, метою якого служить наближення прогнозу прогнозуючої моделі до відповідного заданого значення (уставки) на горизонті керування; реалізується знайдене оптимальне керування і здійснюється вимір (або відновлення по виміряним змінним) фактичного стану об'єкта на кінець кроку; горизонт прогнозу зсувається на крок вперед, і даний алгоритм повторюється.

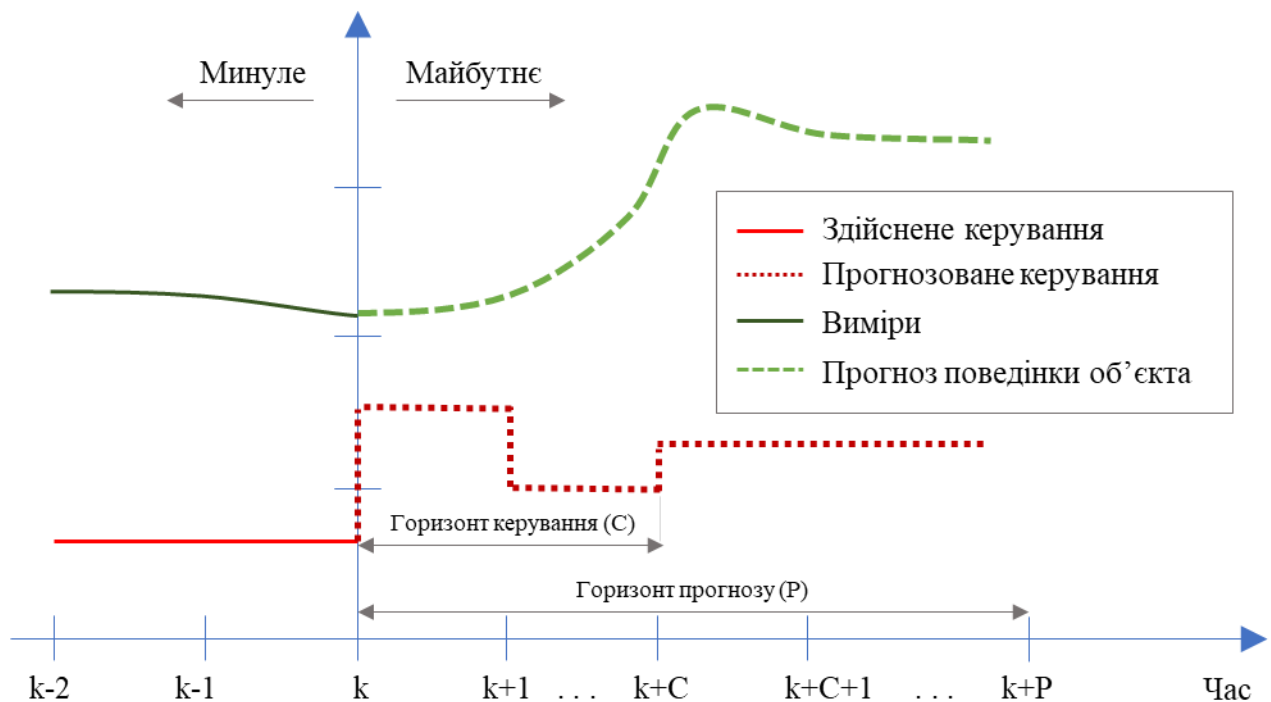


Рис. 1.8 Схема управління динамічними об'єктами з використанням модельно-прогнозуючого підходу

Зазвичай прогнозуючу модель об'єкта управління представляють у виді моделі в просторі станів (1.1):

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

де k - номер такту; $x_i \in E^n$ - стан об'єкта;

$y_i \in E^r$ - виміри; $u_i \in E^m$ - керуюча дія;

Прогнозуюча модель (1.1) описує поведінку об'єкта. Якість управління (1.2) описують за допомогою лінійно-квадратичного функціоналу [34]:

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

де R_{k+j} та Q_{k+j} – додатно визначені симетричні матриці.

Враховуючи, що рух об'єкта (1.1) на тактах $k + j$, $j = 1, 2, \dots, P$ визначається тільки \bar{u} , то $J_k = J_k(\bar{y}(\bar{u}), \bar{u}) = J_k(\bar{u})$. Мета модельно-прогнозуючого керування пошук оптимальної керуючої дії (1.3), тому сформульована задача оптимізації по відношенні до функціоналу (1.2):

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

Хоча 90% усіх контролерів використовують пропорційно-інтегрально-диференційний (ПІД) закон у різних його варіаціях [35], МПК швидко стало популярним, особливо в хімічній та нафтопереробній промисловості, завдяки простоті алгоритму та використанню моделі в просторі станів і передавальних функцій. Моделі процесів можуть бути як лінійними, так і нелінійними, або навіть набором комбінацій моделей [36, 37] з обмеженнями на вхідні та/або вихідні змінні. Р. Tatjewski, М. Lawrynczuk у [38] наводять, що зовнішні збурення присутні в процесах керування, тому їх моделі не є точними. Ієрархічні структури МПК через складність процесів запропоновані в [39]. Деякі дослідники поєднують МПК з іншими підходами для генерації завдань локальним контролерам, такими як нечітка логіка [40], штучні нейронні мережі [41] та інші. Компроміс між досягнутою точністю та якістю керування і складністю реалізації алгоритму управління процесами досліджено в [42]. На сьогоднішній день МПК використовується не тільки для прямого керування або оптимізації процесів, а й як наглядний пристрій для інших технологій керування. Наприклад, Hewing з колегами [43] використовують МПК для забезпечення безпеки підходу до керування на основі даних під час фази самонавчання. Існує багато способів, як спроектувати модельно-прогнозуючий регулятор залежно від цілей, обраних моделей, існуючих обмежень, очікуваної поведінки системи.

Отже, застосування модельно-прогнозуючого керування для конкретного технологічного процесу може значно підвищити його продуктивність, тому це є актуальною науково-практичною проблемою на сьогоднішній день. МПК зарекомендував себе як провідна та широко розповсюджена технологія керування, з широким спектром промислових застосувань, що нараховує понад 5800 успішних впроваджень у різних галузях [34]. Керування параметрами дуттьового режиму потребує застосування сучасних методів та є показовим для МПК підходу через нестаціонарність процесу знеуглецювання, тому використання модельно-прогнозуючого керування, є виправданим. Основною перевагою МП-підходу, що визначає його успішне використання в практиці побудови та експлуатації систем керування, служить відносна простота базової схеми формування зворотного зв'язку, що поєднується з високими адаптивними властивостями. Остання обставина дозволяє управляти багатовимірними і багатозв'язними об'єктами зі складною структурою, що включає нелінійність, оптимізувати процеси в режимі реального часу в рамках обмежень на керуючі і керовані змінні, враховувати невизначеності в завданні об'єктів і збурень. Разом з тим, коректному й успішному застосуванню МПК обов'язково передують глибоке вивчення об'єкта керування й синтез відповідного саме вивченому об'єкту регулятора.

Висновки до розділу

Аналітичний огляд робіт, що присвячені питанням систем керування параметрами дуття киснево-конвертерного процесу показав, що:

1. в Україні найрозповсюдженішими способами виробництва сталі є ККП, частка якого з кожним роком знижується в силу нерентабельності та використання дефіцитного природного газу. У сучасних умовах розвитку металургійного виробництва актуальними являються задачі по розробці ресурсозберігаючих технологічних режимів виплавки сталі, теоретичних і практичних аспектів нових енергозберігаючих способів продувки сталеплавильної ванни

технологічним газом та підвищення ефективності теплової роботи печей;

2. одним із шляхів зниження витратних показників є утилізація фізичної та хімічної енергії газів, які відходять із конвертера. Використання частини утвореного конвертерного газу, в якості палива в порожнині конвертера для нагріву металевого брухту дозволить збільшити частку брухту у шихті, що в результаті приведе до зниження собівартості киснево-конвертерної сталі. Найбільш розповсюдженим способом збільшення ступеня допалювання CO у порожнині конвертера є регулювання відстані фурми над рівнем спокійної ванни;
3. керування параметрами дуттьового режиму потребує застосування сучасних методів, а саме модельно-прогнозуючого регулятора. Згідно стратегії МПР – здійснюється прогноз поведінки об'єкта, виконується оптимізації отриманої структури, в результаті якої буде знайдено оптимальне управління киснево-конвертерним процесом. У модельно-прогнозуючому керуванні в якості прогнозуючої моделі використовуються системи звичайних диференціальних рівнянь. Підхід передбачає мінімізацію лінійно-квадратичного функціоналу в режимі реального часу, який характеризує якість процесу регулювання;
4. встановлено, що застосування модельно-прогнозуючого керування для конкретного технологічного процесу може значно підвищити його продуктивність, тому це є актуальною науково-практичною проблемою на сьогоднішній день. МПК зарекомендував себе як провідна та широко розповсюджена технологія керування, з широким спектром промислових застосувань, що нараховує понад 5800 успішних впроваджень у різних галузях. Керування параметрами дуттьового режиму потребує застосування сучасних методів та є показовим для МПК підходу через нестационарність процесу

зневуглецювання, тому використання модельно-прогнозуючого керування, є виправданим.

Відповідно до вищезазначених висновків сформульовано мету дисертаційного дослідження, а саме зниження собівартості киснево-конвертерної сталі, що є наслідком підвищення частки металобрухту за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера, шляхом оптимального керування параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання дослідження:

1. дослідити особливості технологічного процесу режиму продувки киснево-конвертерної плавки, вплив параметрів дуття на собівартість сталі;
2. проаналізувати існуючі підходи до керування параметрами режиму продувки киснево-конвертерної плавки;
3. встановити ключові параметри, що впливають на процес продувки та провести ідентифікацію моделі дуттьового режиму;
4. дослідити підходи до синтезу систем керування та розробити математичну модель системи керування процесом продувки киснево-конвертерної плавки;
5. синтезувати модельно-прогнозуючий контролер та провести моделювання системи керування дуттьового режиму киснево-конвертерної плавки.

РОЗДІЛ 2 ДОСЛІДЖЕННЯ ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

2.1 Технологічні особливості керування режимом дуття ККП

Киснево-конвертерна плавка відзначається складністю фізико-хімічних процесів, протікає з великою швидкістю і при високій температурі, характеризується багаторежимністю функціонування й великою розмірністю розв'язувальних задач. Якість одержуваної сталі визначається її складом і температурою. Конвертер можна розглядати як хімічний реактор, у якому відбуваються реакції окиснення різних елементів і процеси перерозподілу домішок і теплоти між металом та шлаком, що утворюється. Дослідження технологічних закономірностей проводили за даними конвертерного цеху ПАТ “Арселор-Міталл” Кривий Ріг (КМЗ) з конвертерами ємністю 160 тон [26]. У конвертерах переплавляли переробний чавун з вмістом (%) силіцію 0,4...1,0; мангану 0,3...0,6; сірки 0,02...0,07; фосфору 0,02...0,15. Температура чавуну коливалась в діапазоні 1200...1400 °С. В завалку завантажували металевий брухт у кількості 0...30 % від маси чавуну. Рідкий чавун із міксера подавали у 140 т ковшах. Інтенсивність подання кисню становила $2,5...3,0 \text{ м}^3/(\text{т} \times \text{хв})$. Сортамент марок сталі характеризувався вмістом вуглецю 0,09...0,40 % і температурою випуску 1580... 1630 °С. Виплавка сталі є інтенсивним процесом (табл. 1.1), тому оператор конвертера фізично не має можливості опрацювати великий об'єм інформації, вибрати найкращий режим та оперативно втрутитись у хід технологічно процесу плавки. При ручному управлінні хід продувки часто відхиляється від оптимального, порушується процес шлакоутворення, у результаті чого шлак або звертається, або спінюється, що призводить до виносів та викидів. Тільки 45 – 50 % плавок, а іноді і менше, випускають при ручному управлінні з першої спроби [15].

Одним з основних параметрів режиму дуття є інтенсивність продувки, від якої залежить хід процесів окиснення домішок і шлакоутворення. Однак підвищення інтенсивності продувки призводить до зменшення окиснення заліза і переходу його в шлак (рис. 2.1), що пов'язано зі збільшенням

механічного перемішування ванни та прискоренням розвитку вторинних реакцій окиснення домішок за рахунок оксидів заліза. Особливо це виявляється наприкінці продувки за низької швидкості знеуглецювання. Ступінь допалювання оксиду карбону (II) в порожнині конвертера (рис. 2.2) підвищується зі зростанням інтенсивності продування, що пов'язано з перерозподілом потоку кисню, який вивільняється від зменшення окиснення заліза [44].

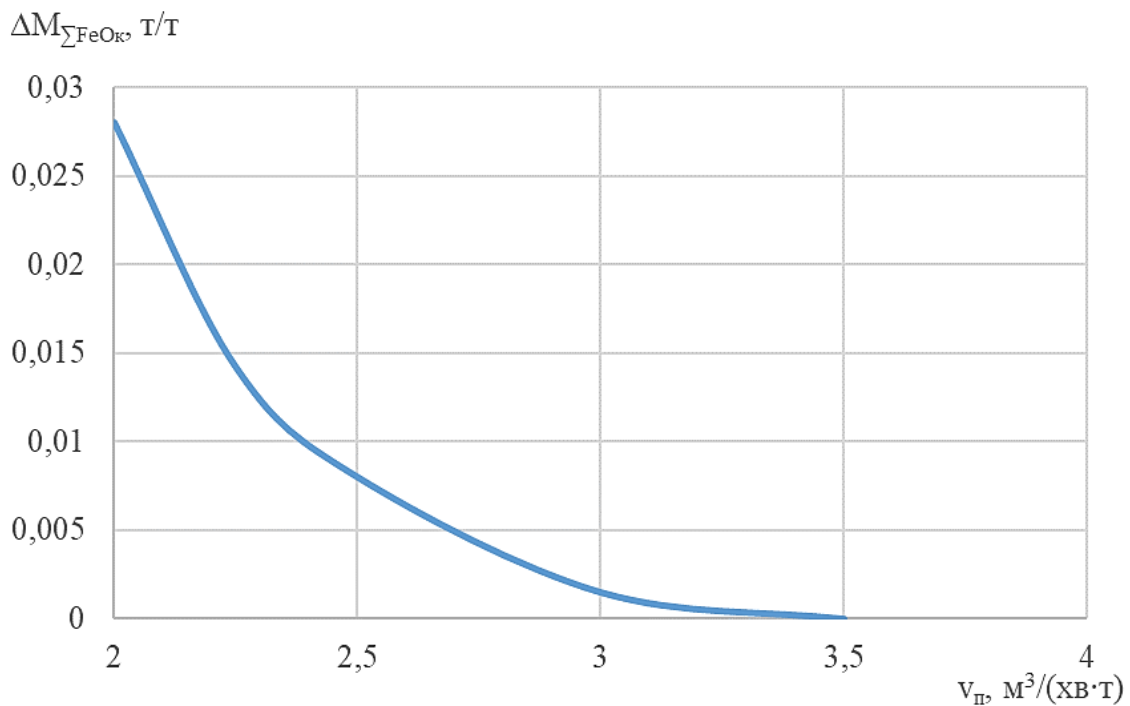


Рис. 2.1 Вплив інтенсивності продування на питому масу оксидів заліза в кінцевому шлаці

За експериментальними даними для 160-тонного кисневого конвертера складено залежність між інтенсивністю продувки і зміною основності кінцевого шлаку (рис. 2.3).

Зі збільшенням інтенсивності продувки основність шлаку зменшується. Природу цієї залежності можна пояснити зниженням масової частки оксидів заліза в шлаку після підвищення інтенсивності продувки. З підвищенням інтенсивності продувки, знижується масова частка оксидів заліза в шлаку, отже, підвищується вміст мангану в металі.

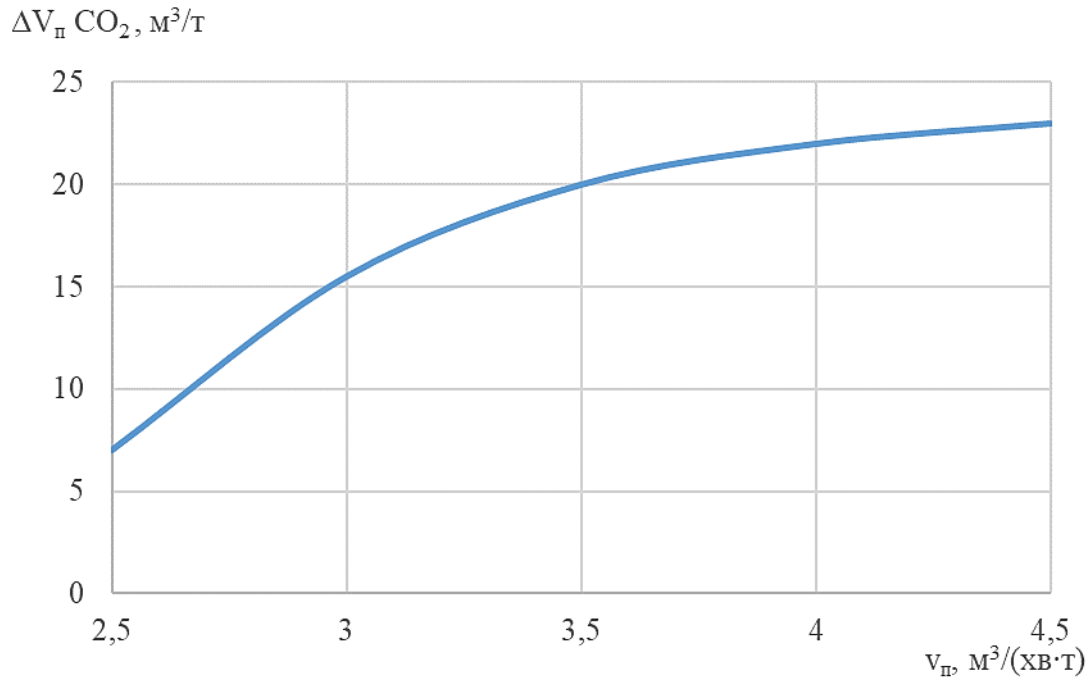


Рис. 2.2 Вплив інтенсивності продування на підвищення питомого об'єму CO_2 у порожнині конвертера

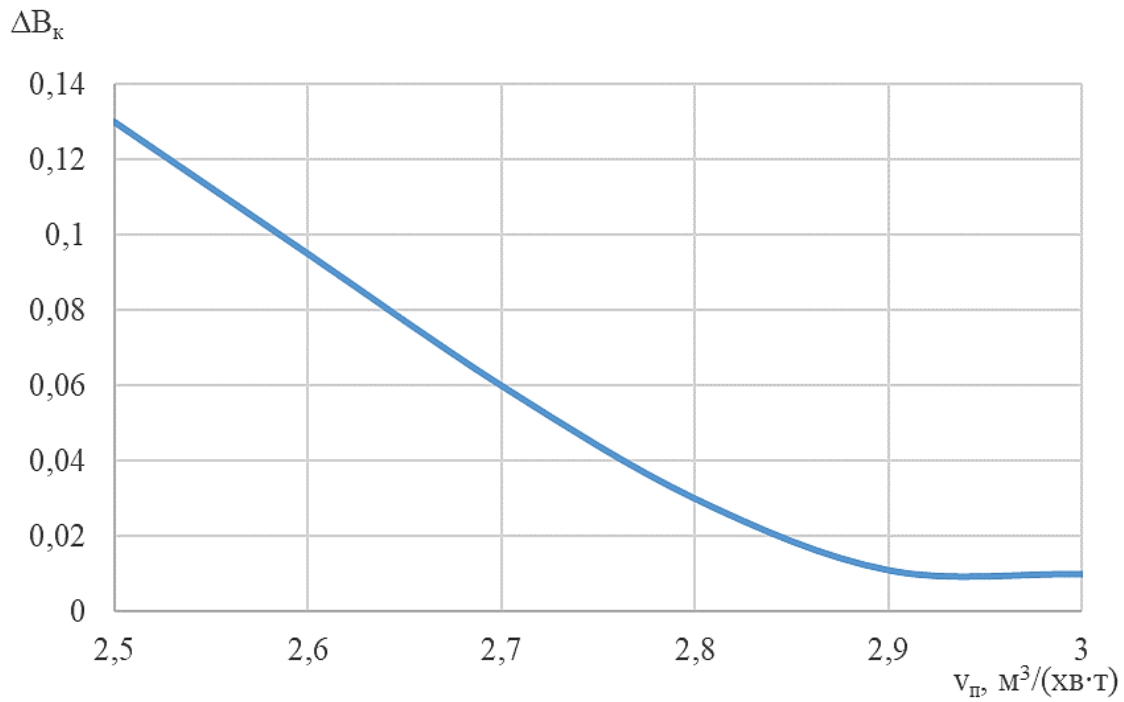


Рис. 2.3 Вплив інтенсивності продування на основність кінцевого шлаку

Залежність між інтенсивністю продувки і зміною масової частки мангану в кінцевому металі зображено на рис. 2.4.

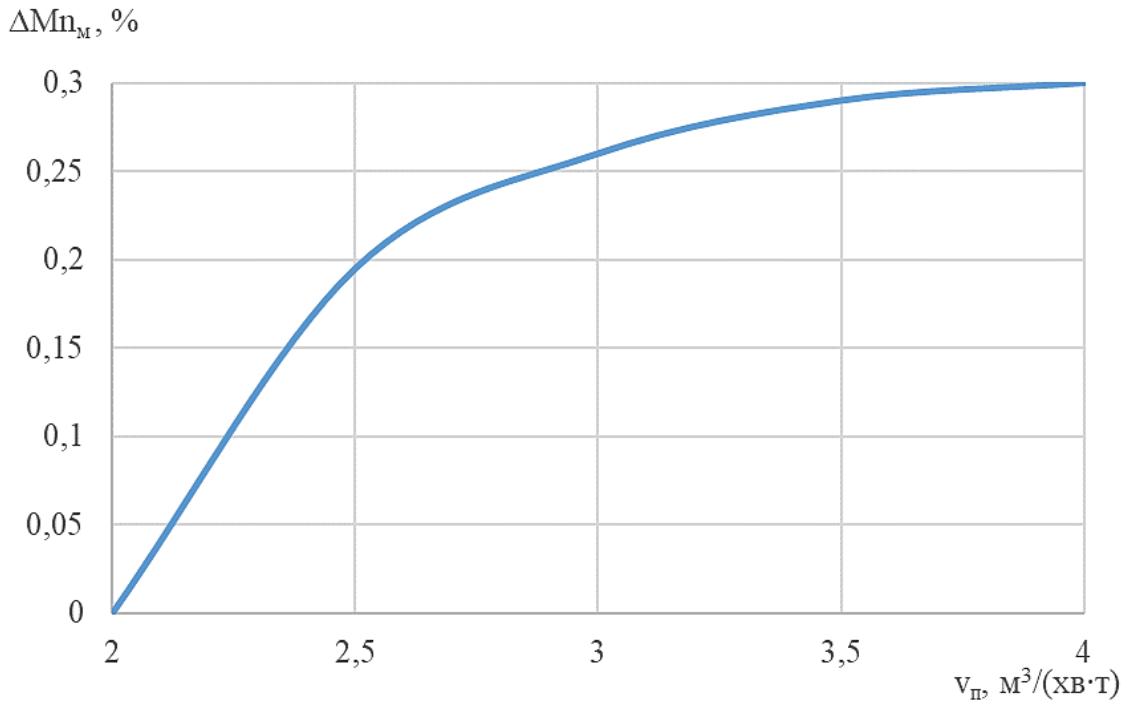


Рис. 2.4 Вплив інтенсивності продування на прирощення масової частки мангану в кінцевому металі

Залежність зношення футерівки, що визначається за складом оксиду магнію в кінцевому шлаку (останній переходить у шлак лише із футерівки), від інтенсивності продувки для 130-тонного конвертера зображено на рис. 2.5.

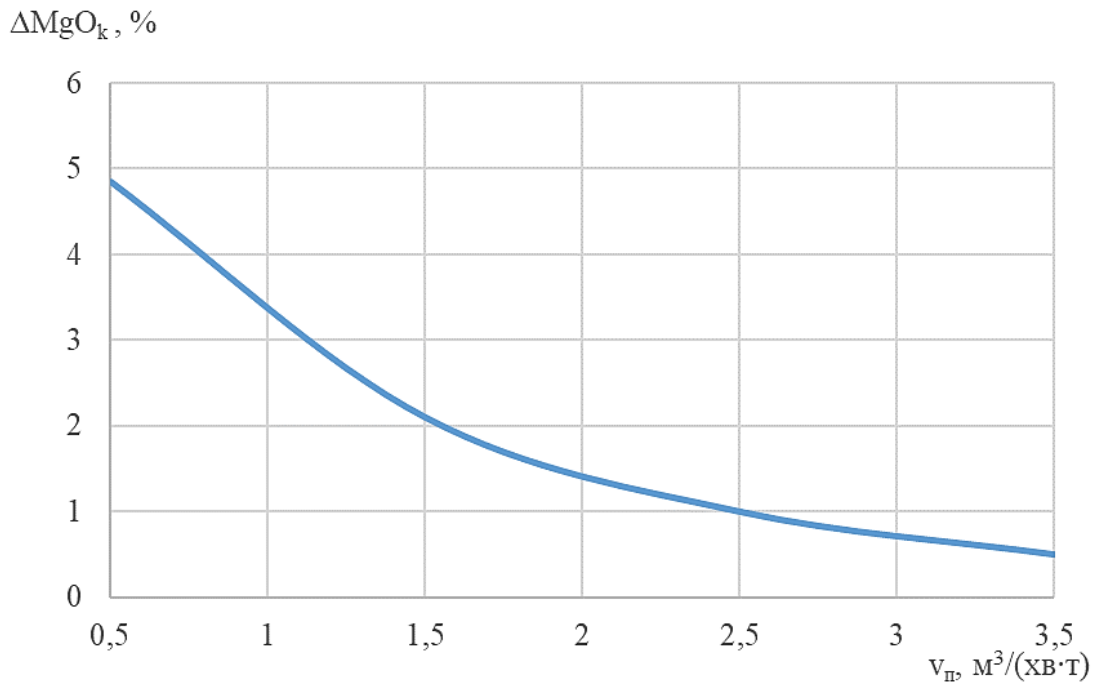


Рис. 2.5 Вплив інтенсивності продування на масову частку оксиду магнію в кінцевому шлаці

З підвищенням інтенсивності продувки зношення футерівки зменшується, що пов'язано зі скороченням як тривалості продувки, так і контактування вогнетривів з агресивним шлаком і високотемпературним факелом. Характер залежності зміни питомої на 1 т виплавленої сталі маси плавикового шпату від інтенсивності продувки (рис. 2.6) зумовлюється розріджувальним впливом на кінцевий шлак флюсу. Аналогічно впливає на кінцевий шлак підвищення в ньому вмісту оксидів заліза.

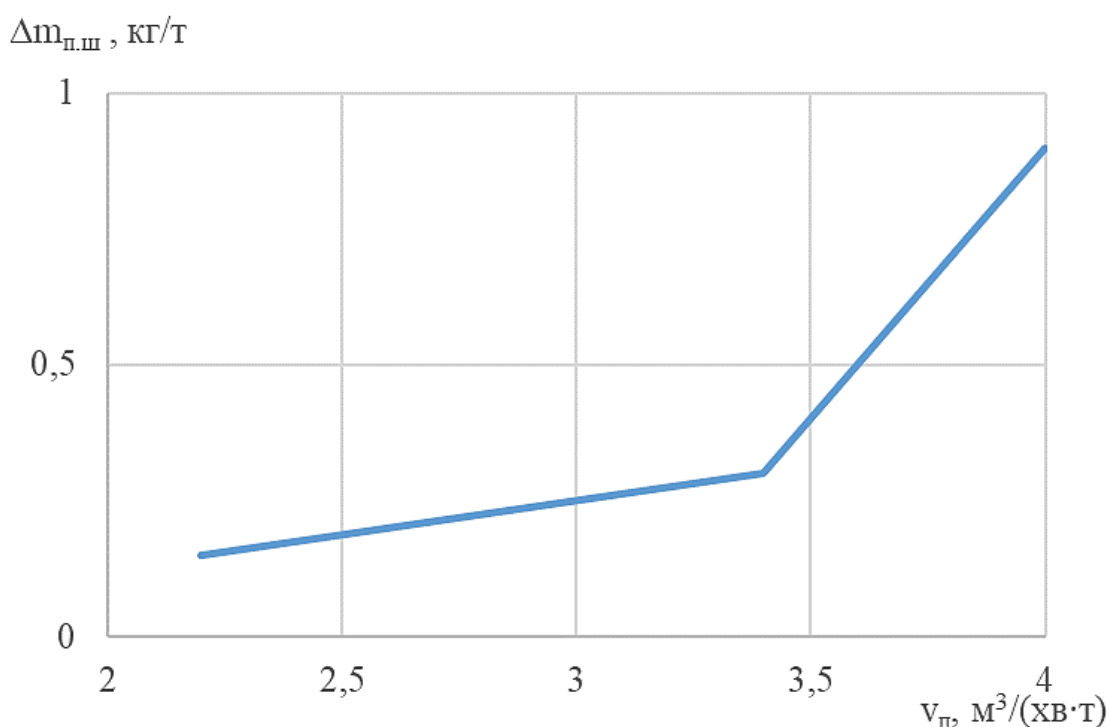


Рис. 2.6 Вплив інтенсивності продування на питому масу на 1 т виплавленої сталі плавикового шпату

Однак значення останнього зменшується у разі збільшення інтенсивності продувки, що компенсується введенням плавикового шпату. Тому підвищення інтенсивності продувки зумовлює збільшення ступеня допалювання СО в порожнині конвертера, масової частки мангану в металі наприкінці продувки і витрат плавикового шпату та зменшення оксидів заліза в кінцевому шлаку, його основності та зношення футерівки.

Висота розміщення фурми над рівнем спокійної ванни також впливає на хід процесів окиснення домішок і шлакоутворення. Збільшення масової частки оксидів заліза в кінцевому шлаку, що перераховані в еквівалентне значення

оксиду заліза (II), зі збільшенням висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни (рис. 2.7) зумовлене зниженням швидкості масоперенесення при зменшенні глибини реакційної зони.

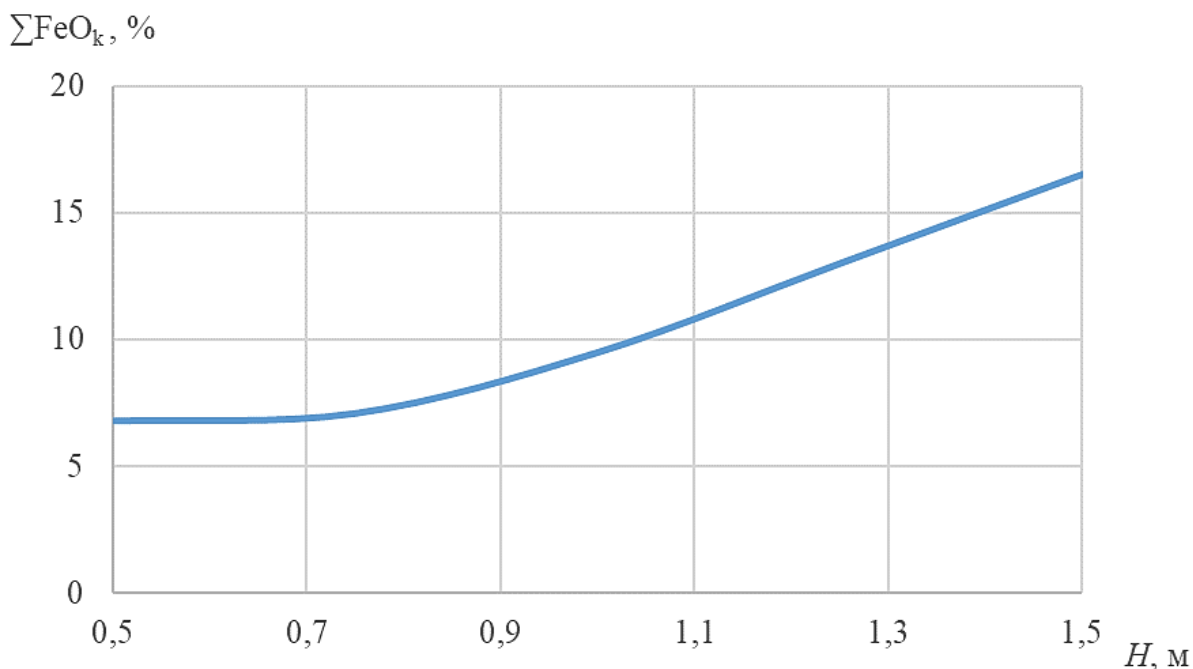


Рис. 2.7 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на окисненість кінцевого шлаку

Ступень допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера залежить від висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни (рис. 2.8, де штрихова лінія – область нетехнологічної продувки). Ефективність допалювання оксиду карбону (II) в порожнині конвертера збільшується у разі підвищення висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни, що пов'язано з великим потоком кисню у верхній зоні агрегату [45].

Залежність $\Delta B_k = f(H)$ (рис. 2.9) пояснюється збільшенням масової частки оксидів заліза у шлаку в разі зростання висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни, що сприяє поліпшенню умов шлакоутворення. Наближення залежності до рівня насичення пов'язано з повним засвоєнням добавок вапна за підвищення значень висоти розміщення фурми.

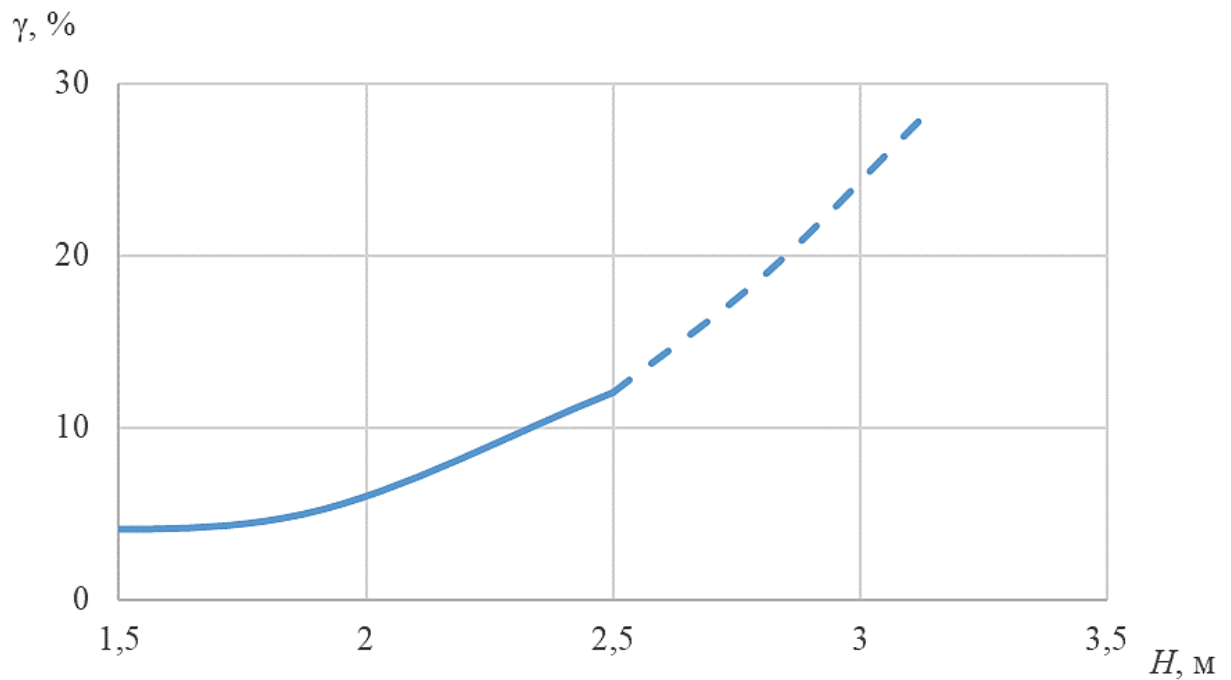


Рис. 2.8 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на ступінь допалювання CO до CO₂ у порожнині конвертера

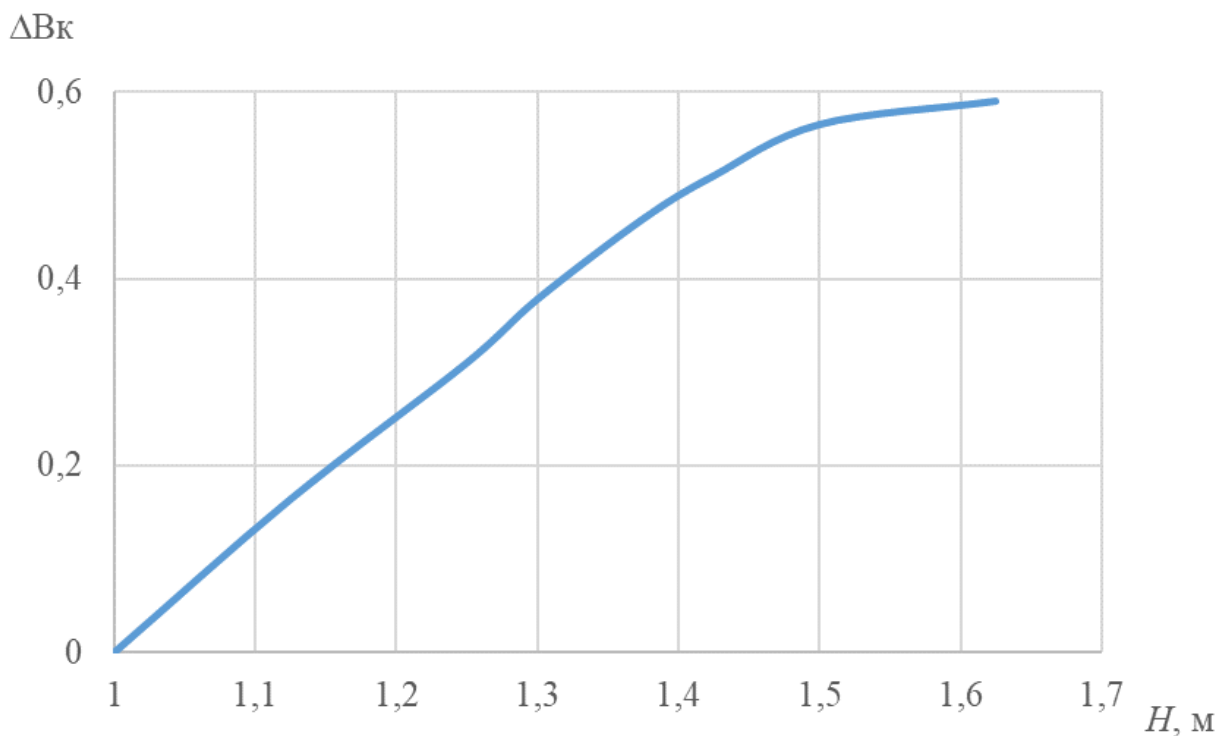


Рис. 2.9 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на зміну основності кінцевого шлаку

Фізико-хімічна природа залежності між зміною маси плавикового шпату на плавку і висотою розміщення фурми над рівнем спокійної ванни (рис. 2.10) пояснюється процесом формування рідкотекучості шлаку, яка забезпечується,

крім добавок плавикового шпату, також зростанням масової частки оксидів заліза в шлаку. Що вища висота розміщення фурми, то більше міститься оксидів заліза в шлаку, тобто для підтримання такої самої рідкотекучості шлаку потрібна менша витрата плавикового шпату.

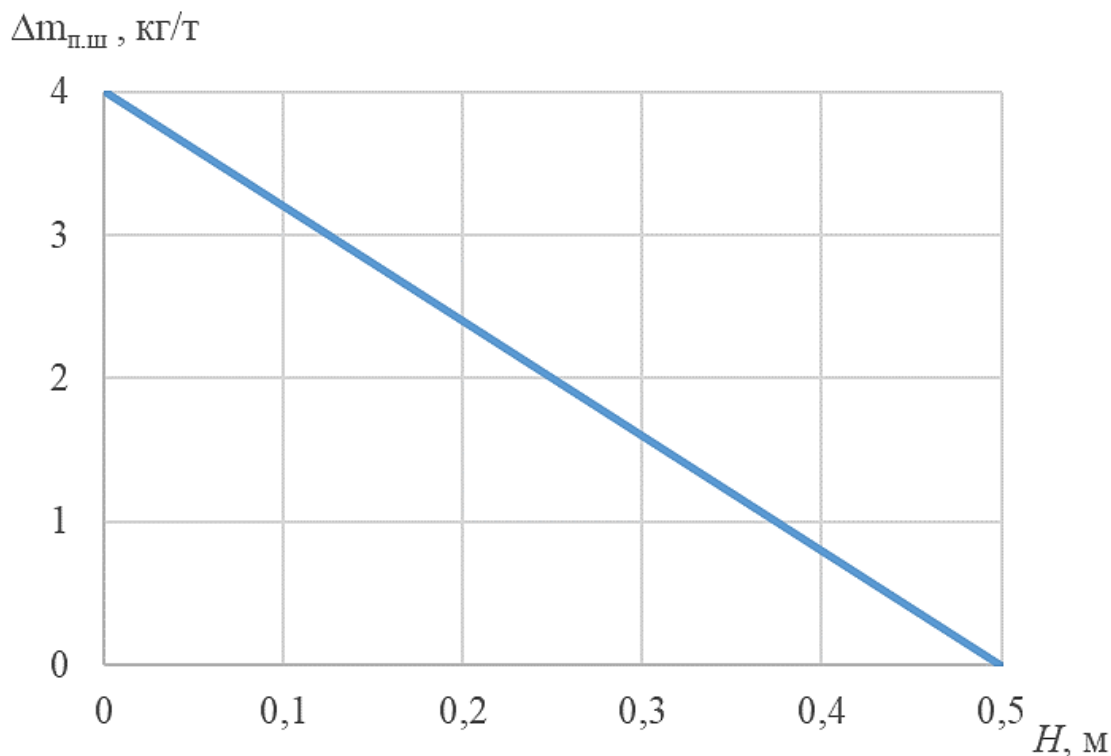


Рис. 2.10 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на зміну питомої маси плавикового шпату

Зростання масової частки оксидів заліза в шлаку з підвищенням висоти розміщення фурми можна пояснити залежністю між цим параметром і зміною масової частки мангану в металі наприкінці продувки (рис. 2.11). Як уже зазначалось, стійкість футерівки можна оцінювати за масою оксиду магнію в шлаку. Залежність зміни масової частки оксиду магнію в кінцевому шлаку від висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни зображено на рис. 2.12.

Що нижча висота розміщення фурми, то більше зношення футерівки конвертера, оскільки струмені дуття розмивають днище. Крім того, виникають технологічні труднощі наведення високоосновного шлаку. Зі збільшенням висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни поліпшуються умови

процесу шлакоутворення, підвищується основність шлаку і, як наслідок, знижується зношення футерівки.

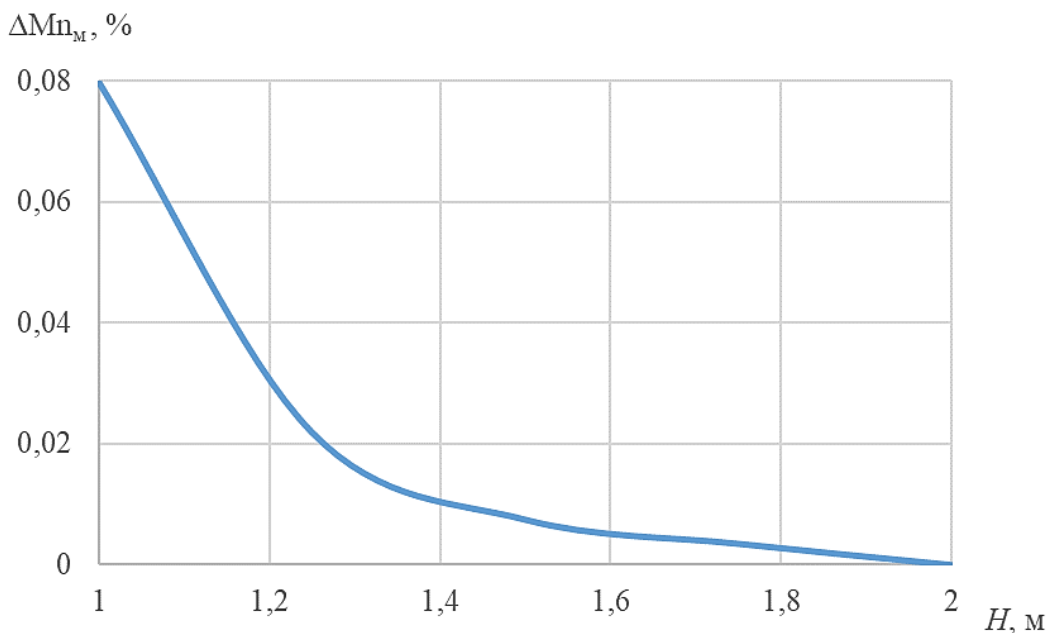


Рис. 2.11 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на зміну масової частки мангану наприкінці продувки

Отже, підвищення розміщення фурми над рівнем спокійної ванни призводить до збільшення основності та окиснення кінцевого шлаку, ступеня допалювання СО в порожнині конвертера, зменшення масової частки мангану в металі наприкінці продувки, витрат плавикового шпату й зношення футерівки.

Використання частини утвореного конвертерного газу в якості палива в порожнині конвертера для розплавлення металевих брухту дозволить збільшити частку брухту (рис. 2.13) у шихті, що в результаті призведе до зниження собівартості киснево-конвертерної сталі. Враховуючи, що гази, які відходять з конвертера, складаються приблизно з 90 % СО і 10 % СО₂, а питома теплота згоряння СО становить 12,7 МДж/м³ [18], великі резерви в збільшенні частки брухту криються в підвищенні ступеня згоряння СО в порожнині конвертера. Реакція горіння СО в порожнині конвертера (спалахує при $t > 700$ °С) екзотермічна $CO + \frac{1}{2}O_2 = CO_2 + Q$, тепла енергії якої дає можливість розплавити більше металобрухту та знизити частку чавуну [46].

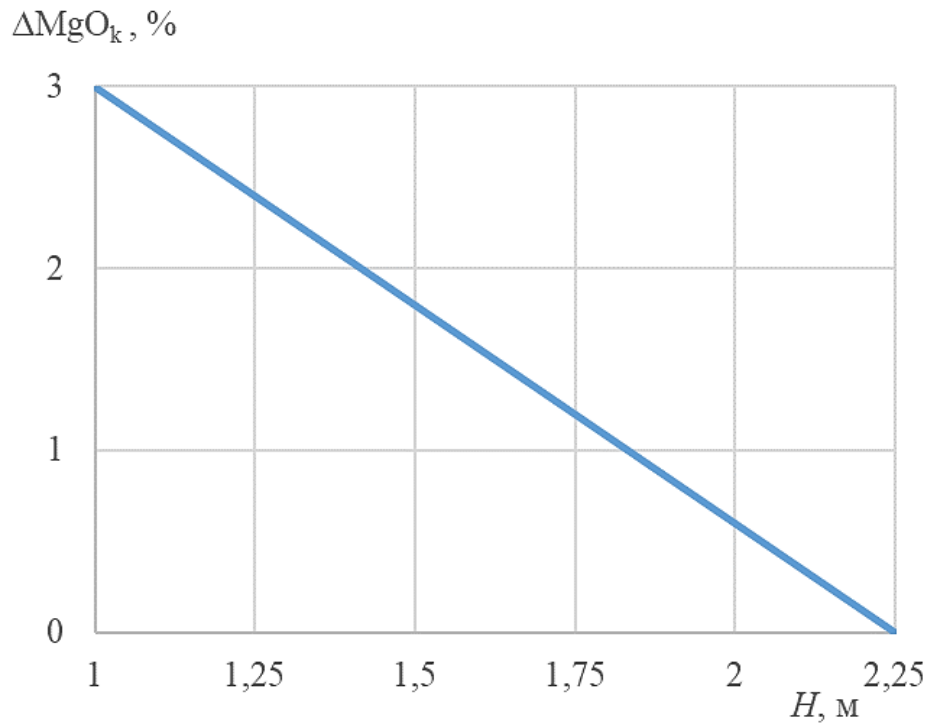


Рис. 2.12 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на зміну масової частки оксиду магнію в кінцевому шлаці

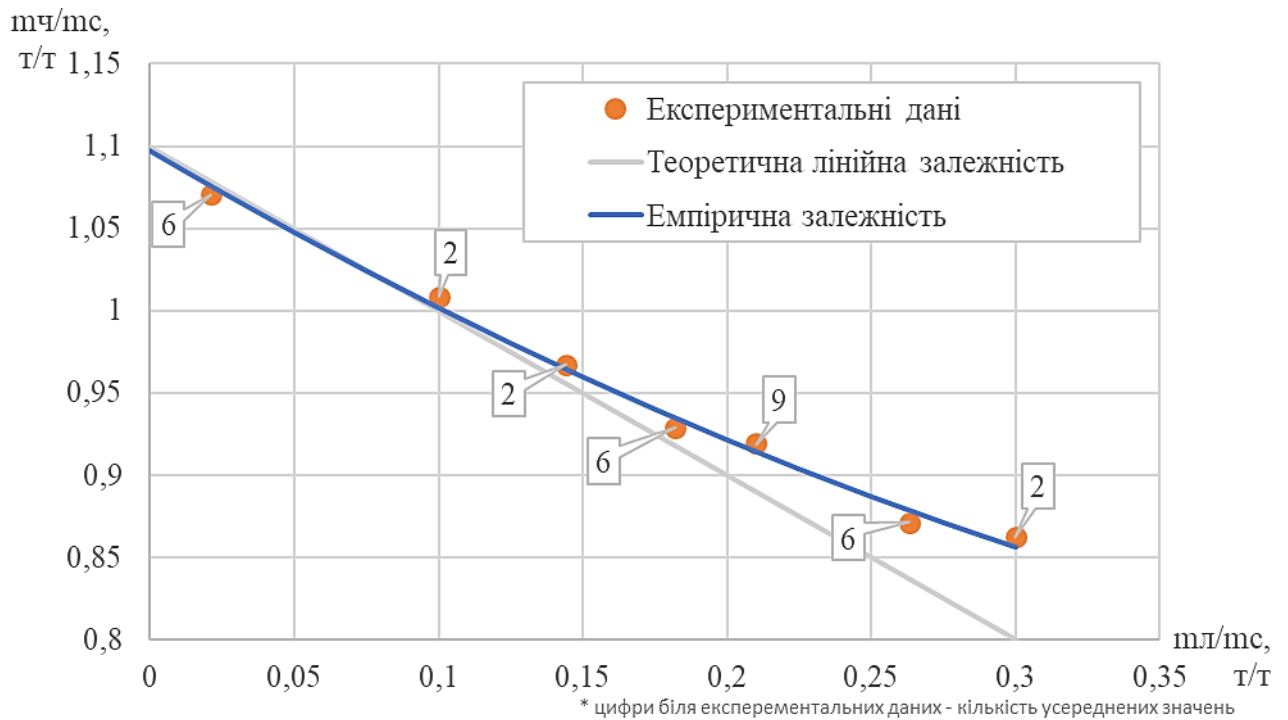


Рис. 2.13 Залежність питомої (на тонну сталі) маси рідкого чавуну від питомої маси лому

Найбільш розповсюдженим способом збільшення ступеня допалювання СО у порожнині конвертера є регулювання відстані фурми над рівнем

спокійної ванни. Ступінь згорання СО в порожнині конвертера визначають параметри режиму дуття, зокрема відстань фурми від рівня спокійної ванни. Регулюючи відстань, можна забезпечити оптимальну кількість тепла, що виділяється в конвертері від окиснення СО до CO_2 . Дослідження показали, що при використанні системи керування для одноярусної фурми, яка спрямована на регулювання CO_2 , його вміст в середньому можна підвищити до 12,7 %, що дає можливість збільшити частку брухту у шихті на 2,7 %. Найкращі ж результати можна отримати при застосуванні двоярусної фурми, в цьому випадку можна максимально підвищити кількість CO_2 до 25 %, та відповідно брухту у шихті на 5,3 %, не порушуючи умови шлакоутворення.

2.2 Математичне моделювання режиму продувки киснево-конвертерного процесу

У сучасних умовах розвитку металургійного виробництва актуальними являються задачі по розробці ресурсозберігаючих технологічних режимів виплавки сталі, теоретичних і практичних аспектів нових енергозберігаючих способів продувки сталеплавильної ванни технологічним газом та підвищення ефективності теплової роботи печей. Одним із шляхів зниження витратних показників є утилізація фізичної та хімічної енергії газів, які відходять із конвертера, а саме допалювання СО до CO_2 . Керування режимом продувки ККП потребує вимірювання масової частки CO_2 та інтенсивності продувки. В силу технологічних особливостей процесу вміст CO_2 розраховують по балансовому рівнянню вмісту газів у дутті, повітрі та газоході [47]. Кількість газів у газоході (2.1) визначається по балансовому рівнянню [48] вмісту аргону та азоту:

$$\begin{cases} \text{Ar}_\Gamma v_\Gamma = \text{Ar}_\Pi v_\Pi + \text{Ar}_\Delta v_\Delta \\ \text{N}_{2\Gamma} v_\Gamma = \text{N}_{2\Pi} v_\Pi + \text{N}_{2\Delta} v_\Delta, \end{cases} \quad (2.1)$$

де v – витрати газів, $\text{м}^3/\text{хв}$; “Г”, “П”, “Д” – індекси відповідно газоходу, повітря і дуття.

З (2.1) виразимо витрати газів у газоході (2.2) та повітря (2.3):

$$v_{\Gamma} = \frac{Ar_{\Pi} N_{2д} - Ar_{д} N_{2\Pi}}{Ar_{\Pi} N_{2\Gamma} - Ar_{\Gamma} N_{2\Pi}} v_{д}, \quad (2.2)$$

$$v_{\Pi} = \frac{Ar_{\Gamma} N_{2д} - Ar_{д} N_{2\Gamma}}{Ar_{\Pi} N_{2\Gamma} - Ar_{\Gamma} N_{2\Pi}} v_{д}. \quad (2.3)$$

Гази, що відходять із конвертера, які складаються в основному із CO і CO₂, в газоході змішуються з повітрям. Реакція окиснення CO до CO₂ є екзотермічною реакцією $CO + \frac{1}{2} O_2 = CO_2 + Q$. При цьому частково витрачається кисень (2.4) повітря, підсмоктаний у газохід. Складемо баланс по кисню:

$$O_{2\Pi} v_{\Pi} = O_{2\Gamma} v_{\Gamma} + v_{O_{2p}}, \quad (2.4)$$

де $v_{O_{2p}}$ – витрати кисню на реакцію окиснення CO, м³/хв.

Витрати кисню (2.5) на реакцію окиснення (2.6) при цьому складають:

$$v_{COp} = 2v_{O_{2p}} = 2(O_{2\Pi} v_{\Pi} - O_{2\Gamma} v_{\Gamma}). \quad (2.5)$$

$$\begin{cases} v_{CO_2} + v_{COp} = CO_{2\Gamma} v_{\Gamma} \\ v_{CO} - v_{COp} = CO_{\Gamma} v_{\Gamma} \end{cases} \quad (2.6)$$

Із системи (2.6) знаходимо (2.7):

$$\begin{cases} v_{CO_2} = CO_{2\Gamma} v_{\Gamma} - v_{COp} \\ v_{CO} = CO_{\Gamma} v_{\Gamma} + v_{COp} \end{cases} \quad (2.7)$$

Використовуючи (2.1) – (2.7), знаходимо коефіцієнт (2.8) допалювання CO в CO₂ у порожнині конвертера:

$$\gamma = \frac{v_{CO_2\kappa}}{v_{CO\kappa} + v_{CO_2\kappa}} = \frac{CO_{2\Gamma} v_{\Gamma} - v_{COp}}{(CO_{\Gamma} + CO_{2\Gamma}) \times v_{\Gamma}}. \quad (2.8)$$

Підставляючи (2.2) в (2.8) отримуємо (2.9):

$$\gamma = \frac{CO_{2\Gamma} \times \left(\frac{Ar_{\Pi} N_{2д} - Ar_{д} N_{2\Pi}}{Ar_{\Pi} N_{2\Gamma} - Ar_{\Gamma} N_{2\Pi}} v_{д} \right) - v_{COp}}{(CO_{\Gamma} + CO_{2\Gamma}) \times \left(\frac{Ar_{\Pi} N_{2д} - Ar_{д} N_{2\Pi}}{Ar_{\Pi} N_{2\Gamma} - Ar_{\Gamma} N_{2\Pi}} v_{д} \right)}. \quad (2.9)$$

Математична модель динамічного контролю продувки, заснована на врахуванні розподілу дуттьового кисню між металом, шлаком і конвертерним газом – представляє собою систему диференціальних рівнянь, що характеризує матеріальний і тепловий баланс в конвертері і газоході ОКГ. При створенні динамічної моделі процесу нехтуємо градієнтами керуючих параметрів, вважаючи, що просторова неоднорідність в ванній як по хімічному складі, так і по температурі внаслідок інтенсивного перемішування відсутня. Основний вклад в масообмін і енергетику процесу вносять термохімічні реакції окиснення вуглецю і заліза ванни. Вважаємо, що конвертерний газ як продукт зневуглицювання ванни складається з CO та CO₂. У робочому просторі конвертера оксид вуглецю частково спалюється в діоксид. Ця реакція, як і реакція горіння заліза, приводить до зменшення коефіцієнта засвоєння кисню вуглецем ванни і знижує його швидкість вигорання. З врахуванням вище сказаного виразимо швидкість зневуглицювання ванни через об'ємну витрату кисню дуття (2.10):

$$\frac{dG_c}{d\tau} = 10^{-3} \frac{2 \cdot 12}{22,4} \cdot \left[v \gamma_1 (1 - \gamma_2) - 10^3 \frac{22,4}{2 \cdot 12} (1 - \gamma_{CO}) \frac{dG_c}{d\tau} - 10^3 \frac{22,4}{2 \cdot 56} \frac{dG_{Fe}}{d\tau} \right], \quad (2.10)$$

де $\frac{dG_c}{d\tau}$ – масова швидкість зневуглицювання ванни, т/хв; v – інтенсивність подачі дуття, м³/хв; γ_1 – коефіцієнт, що характеризує чистоту дуття; γ_2 – коефіцієнт, що характеризує втрати дуття; γ_{CO} – масова доля карбону ванни, що окислюється до CO в порожнині конвертера за рахунок кисню дуття; $\frac{dG_{Fe}}{d\tau}$ – масова швидкість окиснення заліза ванни, т/хв.

Виразимо швидкість зневуглицювання (2.11), враховуючи, що $\gamma_{CO_2} = 1 - \gamma_{CO}$ та

$$v_{O_2Fe} = 10^3 \frac{22,4}{2 \cdot 56} \frac{dG_{Fe}}{d\tau} :$$

$$\frac{dG_c}{d\tau} = 10^{-3} \frac{2 \cdot 12}{22,4} \frac{v \gamma_1 (1 - \gamma_2) - v_{O_2Fe}}{1 + \gamma_{CO_2}}, \quad (2.11)$$

де v_{O_2Fe} – інтенсивність витрати кисню на окиснення заліза ванни, м³/хв; γ_{CO_2} – масова доля карбону ванни, що окислюється до CO₂ в порожнині конвертера за рахунок кисню дуття.

Інтенсивність витрати кисню на окиснення заліза ванни визначається залежністю (2.12):

$$v_{O_2Fe} = 10m_q\gamma_{шл}\frac{16}{72}\frac{22,4}{32}\gamma_{FeO}\tau_n^{-1}, \quad (2.12)$$

де m_q – маса чавуну, т; $\gamma_{шл}$ – частка шлаку від маси металу; γ_{FeO} – вміст окису заліза в шлаку, %; τ_n – середня тривалість продувки, хв.

Величини γ_{FeO} (2.13) та γ_{CO_2} (2.14) є функціями від відстані фурми до рівня спокійної ванни:

$$\gamma_{FeO} = 16,34H - 5,63 \quad (2.13)$$

$$\gamma_{CO_2} = \left[10,2(H - 1,5)^2 + 3,1 \right] 10^{-2}, \quad (2.14)$$

де H – положення фурми над рівнем спокійної ванни, м.

Для 160-тонного конвертера при частці шлаку 0.1 та середньою тривалістю продувки 20 хв $v_{O_2Fe} = 10 \cdot 160 \cdot 0,1 \cdot \frac{16}{72} \frac{22,4}{32} \gamma_{FeO} \frac{1}{20} = 1,244 \gamma_{FeO}$. Підставимо (2.13)

і (2.14) в (2.11). Для інтенсивності подачі дуття 400 м³/хв, чистоті дуття кисню 0.99 та втратах 0.01 отримаємо залежність швидкості зневуглецювання (рис. 2.14) від положення фурми над рівнем спокійної ванни (2.15):

$$\frac{dG_c}{d\tau} = \frac{427,55 - 21,78H}{102(H - 1,5)^2 + 1031}. \quad (2.15)$$

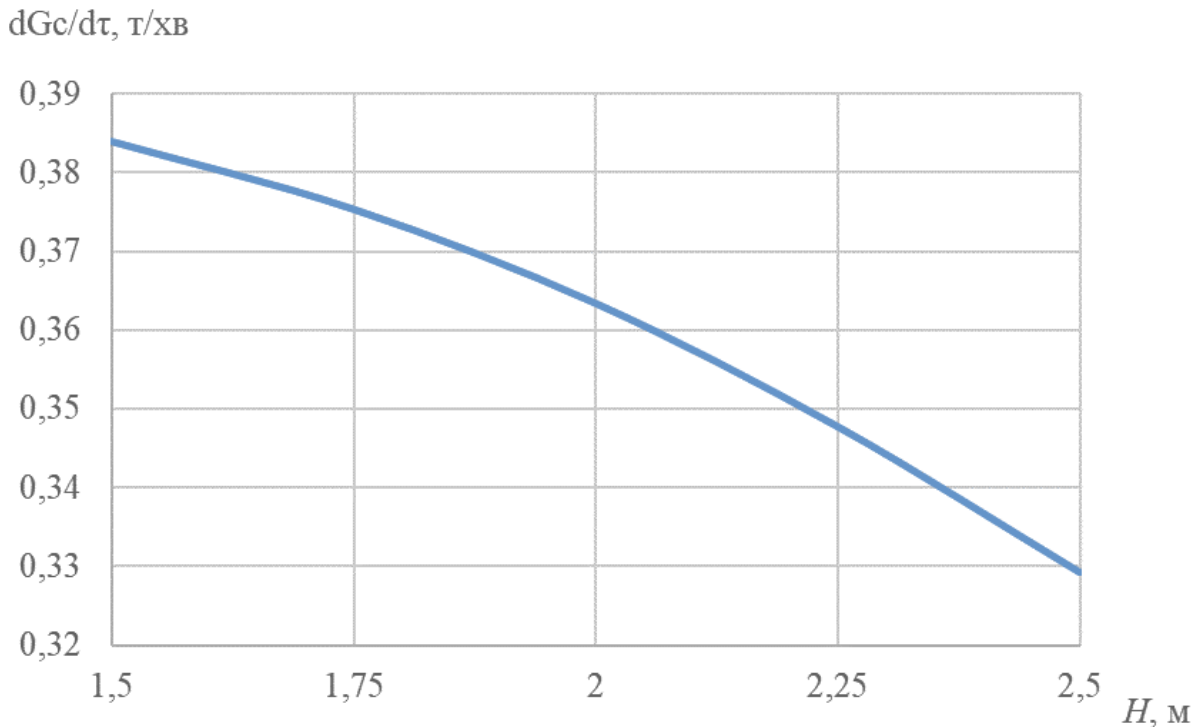


Рис. 2.14 Вплив висоти розміщення фурми над рівнем спокійної ванни на зміну швидкості зневуглецювання

Перехідний процес зміни швидкості зневуглецювання $v_c = \frac{dG_c}{d\tau}$ від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни H описується диференціальним рівнянням (2.16):

$$T_{v_c}^H \frac{dv_c(t)}{dt} + v_c(t) = k_{v_c}^H H(t), \quad (2.16)$$

де $k_{v_c}^H$ – коефіцієнт передачі по каналу відстань фурми до рівня спокійної ванни – швидкість зневуглецювання, $\frac{m}{xv \cdot m}$; $T_{v_c}^H$ – стала часу, с. Значення коефіцієнта передачі знайдемо зі залежності (2.15)

$$k_{v_c}^H = \frac{\Delta v_c}{\Delta H} = \frac{(0,329 - 0,383) \frac{m}{xv}}{(2,5 - 1,5) m} \approx -0,054 \frac{m}{xv \cdot m}. \quad \text{При знаходженні } T_{v_c}^H$$

виникають труднощі, що пов'язані з перехідними процесами у вимірювачі швидкості зневуглецювання. Тому для визначення постійної часу використовували імпульсні характеристики та аналіз акустичних коливань

через вимірювання тиску газів у перехідному газоході конвертера [49]. Величина постійної часу нестационарна (рис. 2.15) та залежить від періоду плавки, залежність описана функцією Гауса третього порядку ($R^2 = 0.989$) (2.17):

$$T_{v_c}^H(\tau) = 7,05 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-3,47}{2,9}\right)^2} + 6,61 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-15,57}{2,6}\right)^2} + 11,48 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-9,73}{6,0}\right)^2}, \quad (2.17)$$

де τ – час від початку продувки, хв.

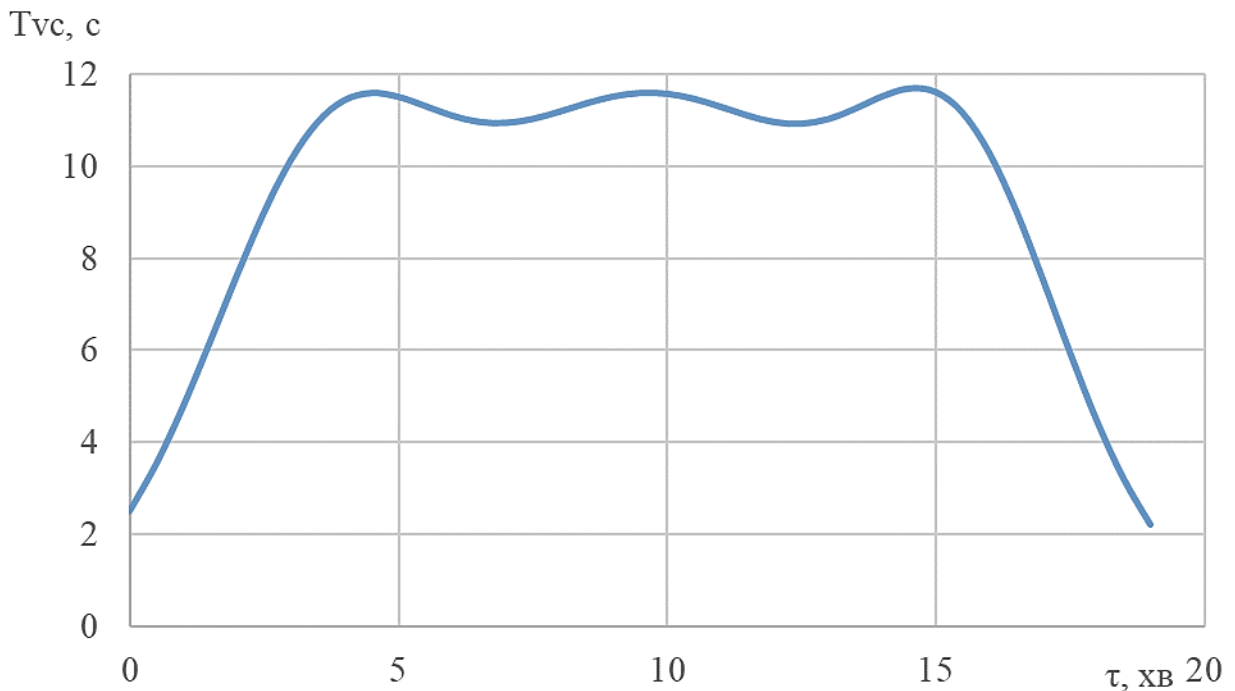


Рис. 2.15 Залежність сталої часу $T_{v_c}^H$ від часу з початку продувки

Зміна швидкості зневуглецювання приводить до зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 у порожнині конвертера. Цей процес також можна описати диференціальним рівнянням першого (2.18) порядку виду:

$$T_{\gamma_{\text{CO}_2}}^{v_c} \frac{d\gamma_{\text{CO}_2}(t)}{dt} + \gamma_{\text{CO}_2}(t) = k_{\gamma_{\text{CO}_2}}^{v_c} v_c(t), \quad (2.18)$$

де $k_{\gamma_{\text{CO}_2}}^{v_c}$ – коефіцієнт передачі по каналу швидкості зневуглецювання – ступінь окиснення вуглецю до CO_2 , $\text{хв}/\text{м}$; $T_{\gamma_{\text{CO}_2}}^{v_c}$ – стала часу, с. Значення коефіцієнта передачі знайдемо зі залежності (2.11):

$$k_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = \frac{\Delta \gamma_{CO_2}}{\Delta v_c} = \frac{0,133 - 0,0565}{(0,329 - 0,363)m/xv} \approx -2,25 xv/m, \quad \text{згідно} \quad \text{результатів}$$

дослідження [49] отримано $T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} \approx 2,15$ с. Перехідний процес зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни H утворений послідовним з'єднанням (2.16) та (2.18) та описується диференціальним рівнянням (2.19):

$$T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau) \frac{d^2 \gamma_{CO_2}(t)}{d^2 t} + T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau) \frac{d \gamma_{CO_2}(t)}{dt} + \gamma_{CO_2}(t) = k_{\gamma_{CO_2}}^H H(t), \quad (2.19)$$

$$\text{де } k_{\gamma_{CO_2}}^H = k_{v_c}^H \cdot k_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = (-0,054 m/xv \cdot m) \cdot (-2,25 xv/m) \cdot 100\% = 12,15\%/m;$$

$$T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau) = T_{v_c}^H T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = 15,16 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-3,47}{2,9}\right)^2} + 14,21 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-15,57}{2,6}\right)^2} + 24,68 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-9,73}{6,0}\right)^2} [c];$$

$$T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau) = T_{v_c}^H + T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = 7,05 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-3,47}{2,9}\right)^2} + 6,61 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-15,57}{2,6}\right)^2} + 11,48 \cdot e^{-\left(\frac{\tau-9,73}{6,0}\right)^2} + 2,15 [c].$$

Представимо процес (2.19) у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.20):

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x_1'(t) \\ x_2'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0, & 1 \\ -\frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)}, & -\frac{T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau)}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} H(t), \\ \gamma_{CO_2}(t) = \begin{bmatrix} k_{\gamma_{CO_2}}^H & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (2.20)$$

Відомо, що швидкість зневуглицювання металу також визначається інтенсивністю подачі дуття. З існуючих математичних описів зневуглицювання його фізико-хімічну природу найдостовірніше відображає модель С. І. Філіппова [18]. На початку продувки при високій масовій долі вуглецю швидкість його окиснення змінюється від зміни інтенсивності подачі кисню в зону реакції, так як зневуглицювання протікає в основному в зоні контакту дуттьової струї з ванною. В кінці продувки, коли масова доля вуглецю у ванній досягає так званого «критичного» рівня, швидкість

зневуглецювання знижується, оскільки лімітуючою ланкою процесу стає дифузія окиснюваного елемента в зоні реакції. У відповідності з уявленнями про два кінетичні періоди процесу окиснення вуглецю, перший описується рівнянням (2.21):

$$-\frac{dC}{d\tau} = \frac{K_1 \cdot \eta \cdot v}{G_m}, \quad (2.21)$$

де $\frac{dC}{d\tau}$ – швидкість зневуглецювання ванни, %/хв; K_1 – коефіцієнт, що характеризує перший кінетичний період, $\frac{m \cdot \%}{m^3}$; η – коефіцієнт, що залежить від об'ємної долі кисню в дутті і ступені його використання на зневуглецювання; v – об'ємна витрата кисневого дуття, $m^3/\text{хв}$; G_m – маса металеві ванни, т.

У другому кінетичному періоді, який настає при рівномірності дифузійних потоків вуглецю і кисню, швидкість зневуглецювання описується рівнянням (2.22):

$$-\frac{dC}{d\tau} = \frac{\beta SC}{V_m}, \quad (2.22)$$

де β – коефіцієнт масопереносу вуглецю у ванній, $m/\text{хв}$; S – поверхня, на якій відбувається процес окиснення вуглецю, m^2 ; C – масова доля вуглецю в ванній, %; V_m – об'єм металеві ванни, m^3 .

Авторами [18] встановлена залежність ступеня засвоєння кисню ванни від інтенсивності дуття. Дослідження були проведені на 130-тоному конвертері при продувці через чотирьохсоплову фурму з кутом нахилу осі сопла до вертикалі 13° . Залежність середньої швидкості окиснення вуглецю від питомої витрати кисню ($\sigma = 0,012 \%/\text{хв}$, $R > 0.95$) зображена на рисунку 2.16.

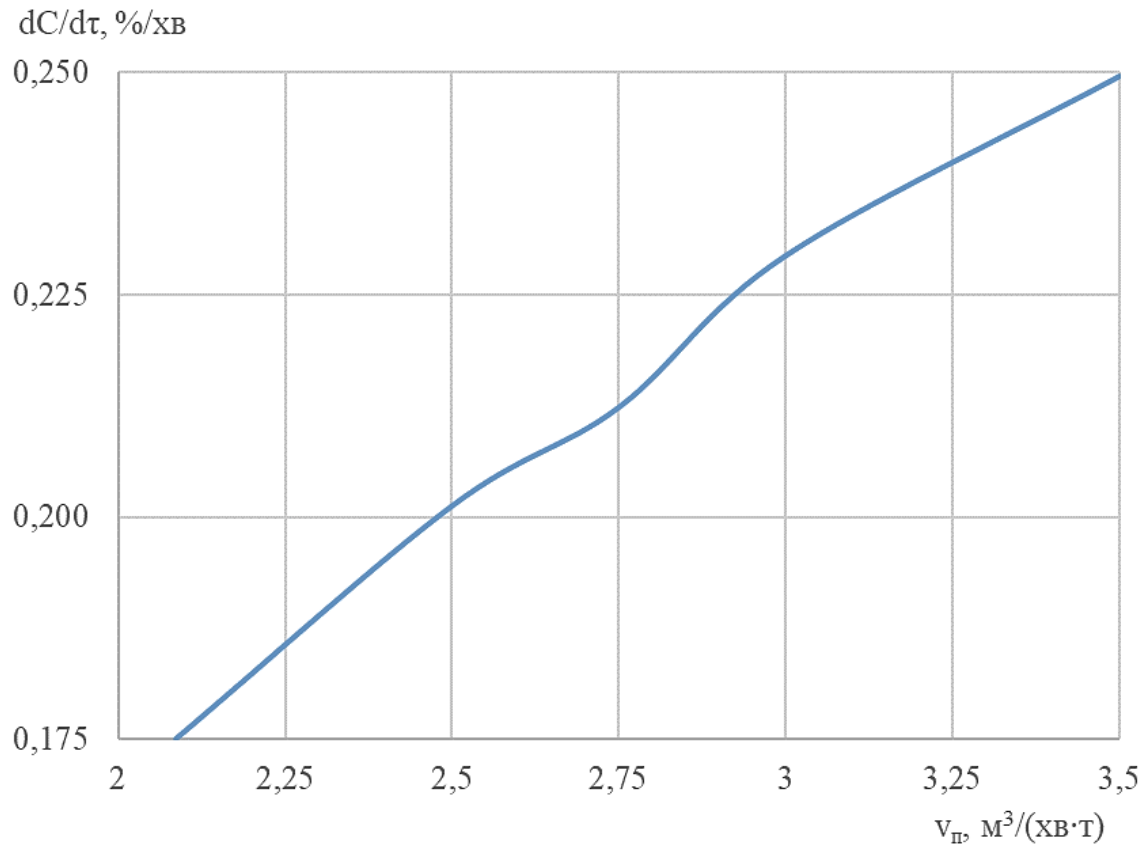


Рис. 2.16 Вплив інтенсивності продування на швидкість знеуглецювання ванни

Перехідний процес зміни швидкості знеуглецювання v_c від інтенсивності дуття кисню можна описати диференціальним рівнянням першого порядку виду (2.23):

$$T_{v_c}^v \frac{dv_c(t)}{dt} + v_c(t) = k_{v_c}^v v(t), \quad (2.23)$$

де $k_{v_c}^v$ – коефіцієнт передачі по каналу витрата кисню – швидкість знеуглецювання, $\frac{m}{M^3}$; $T_{v_c}^v$ – стала часу, с. Значення динамічних

властивостей знайдемо із досліджень описаних вище (рис. 2.14). Для 160т

конвертера отримуємо $k_{v_c}^v = \frac{\Delta v_c}{\Delta v} = \frac{(0,367 - 0,322) \frac{m}{хв}}{(480 - 400) \frac{M^3}{хв}} \approx 0,56 \frac{кг}{M^3}$; $T_{v_c}^v \approx 3,7$ с.

Перехідний процес зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 від зміни

інтенсивності дуття кисню утворений послідовним з'єднанням (2.18) та (2.23) та описується диференційним рівнянням (2.24):

$$T_{v_c}^v T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} \frac{d^2 \gamma_{CO_2}(t)}{dt^2} + (T_{v_c}^v + T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c}) \frac{d \gamma_{CO_2}(t)}{dt} + \gamma_{CO_2}(t) = k_{\gamma_{CO_2}}^v v(t), \quad (2.24)$$

$$\text{де } k_{\gamma_{CO_2}}^v = k_{v_c}^v \cdot k_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = \left(0,56 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}\right) \cdot \left(-2,25 \cdot 10^{-3} \frac{\text{хв}}{\text{кг}}\right) \cdot 100\% = -0,126 \frac{(\% \cdot \text{хв})}{\text{м}^3}.$$

ТОУ інтенсивності дуття кисню кисневого конвертера утворений фізичним з'єднанням пневмоклапана та витратоміра, що представляє ємкість кисню, яка створює опір потоку речовини. Об'єкт, вхідною величиною якого є положення пневмоклапану, а вихідною – витрата кисню, описується диференційним рівнянням першого порядку (2.25):

$$T_v^{u_{O_2}} \frac{dv(t)}{dt} + v(t) = k_v^{u_{O_2}} u_{v_{O_2}}(t), \quad (2.25)$$

де $u_{v_{O_2}}$ – положення пневмоклапану, %; $k_v^{u_{O_2}}$ – коефіцієнт передачі по каналу положення пневмоклапану – інтенсивність дуття, $\frac{\text{м}^3}{(\text{хв} \cdot \%)}; T_v^{u_{O_2}}$ – стала, с.

Коефіцієнт передачі: $k_v = \frac{\Delta v}{\Delta u_{v_{O_2}}} = \frac{600 \frac{\text{м}^3}{\text{хв}}}{100\%} = 6 \frac{\text{м}^3}{(\text{хв} \cdot \%)}.$ З довідника [50]

стала часу об'єкту $T_v^{u_{O_2}} = 1,2 \text{ с}.$

Представимо процес (2.25) у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.26):

$$\begin{cases} [x_1'(t)] = \left[-\frac{1}{T_v^{u_{O_2}}}\right] [x_1(t)] + \left[\frac{1}{T_v^{u_{O_2}}}\right] u_{v_{O_2}}(t), \\ v(t) = [k_v^{u_{O_2}}] [x_1(t)]. \end{cases} \quad (2.26)$$

Перехідний процес зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 від зміни положення пневмоклапану дуття кисню утворений послідовним з'єднанням (2.24) та (2.25) та описується диференційним рівнянням (2.27):

$$T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} \frac{d^3 \gamma_{CO_2}(t)}{d^3 t} + T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} \frac{d^2 \gamma_{CO_2}(t)}{d^2 t} + T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} \frac{d \gamma_{CO_2}(t)}{dt} + \gamma_{CO_2}(t) = k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} u_{v_{O_2}}(t), \quad (2.27)$$

$$\text{де } k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = k_{\gamma_{CO_2}}^v \cdot k_v^{u_{O_2}} = \left(-0,126 \frac{(\%_{CO_2} \cdot x_6)}{M^3} \right) \cdot \left(6 \frac{M^3}{(x_6 \cdot \%_{u_{O_2}})} \right) = -0,756 \frac{\%_{CO_2}}{\%_{u_{O_2}}};$$

$$T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_v^{u_{O_2}} T_{v_c}^v T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = 9,55[c]; T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_{v_c}^v T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} + T_{v_c}^v T_v^{u_{O_2}} + T_v^{u_{O_2}} T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = 14,98[c];$$

$$T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_v^{u_{O_2}} + T_{v_c}^v + T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} = 7,05[c].$$

$$\text{де } k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = k_{\gamma_{CO_2}}^v k_v^{u_{O_2}}$$

$$T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_v^{u_{O_2}} T_{v_c}^v T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} \quad T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_{v_c}^v T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c} + T_{v_c}^v T_v^{u_{O_2}} + T_v^{u_{O_2}} T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c}$$

$$T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} = T_v^{u_{O_2}} + T_{v_c}^v + T_{\gamma_{CO_2}}^{v_c}$$

Представимо процес (2.27) у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.28):

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x_1'(t) \\ x_2'(t) \\ x_3'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \\ -\frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} \end{bmatrix} u_{v_{O_2}}(t), \\ \gamma_{CO_2}(t) = \begin{bmatrix} k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (2.28)$$

Модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу представимо у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів (2.29):

$$\left\{ \begin{aligned} & \begin{bmatrix} x_1'(t) \\ x_2'(t) \\ x_3'(t) \\ x_4'(t) \\ x_5'(t) \\ x_6'(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{3\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_{2\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} & -\frac{T_{2\gamma CO_2}^H(\tau)}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \times \\ & \times \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \\ x_5(t) \\ x_6(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_{vO_2}(t) \\ H(t) \end{bmatrix} \\ & \left[\begin{array}{c} v(t) \\ \gamma_{CO_2}(t) \end{array} \right] = \left[\begin{array}{cccccc} k_v^{u_{O_2}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & k_{\gamma CO_2}^{u_{O_2}} & 0 & 0 & k_{\gamma CO_2}^H & 0 \end{array} \right] \cdot \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \\ x_4(t) \\ x_5(t) \\ x_6(t) \end{bmatrix} \end{aligned} \right. \quad (2.29)$$

Виконаємо моделювання режиму продувки киснево-конвертерного процесу (рис. 2.19-2.22) в середовищі Matlab Simulink. Було обрано алгоритм вирішення рівнянь ode23s (stiff/mod. Rosenbrock) зі зміною величиною кроку (variable-step). Абсолютна і відносна точність розрахунків – 0,00001. Механізм переміщення фурми опишемо інтегральною ланкою першого порядку,

швидкість переміщення фурми становить 0,2 м/с. Модель електроприводу у Matlab Simulink зображена на рис. 2.17. Регулятор положення фурми (рис. 2.18) можна представити у вигляді трипозиційного елементу із зоною нечутливості $\Delta_n = 0,01$ та зоною повернення $\Delta_n = 0,005$.

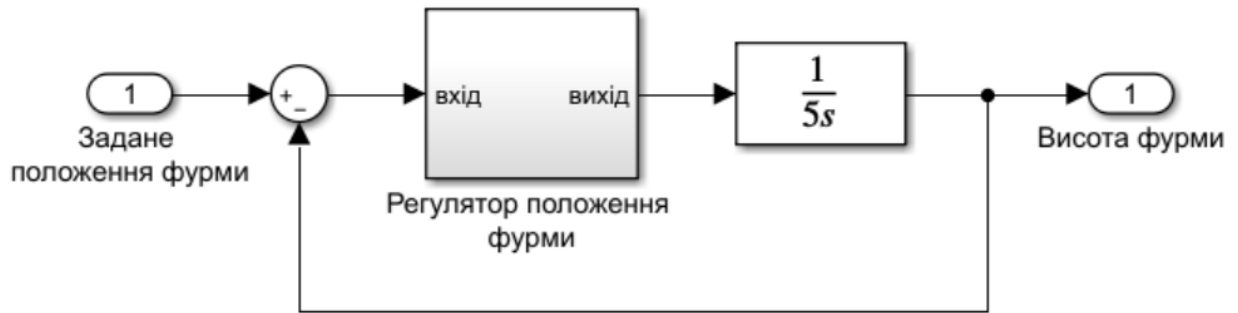


Рис. 2.17 Модель переміщення фурми

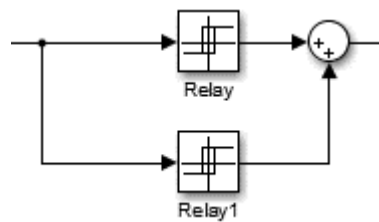


Рис. 2.18 Модель регулятора положення фурми

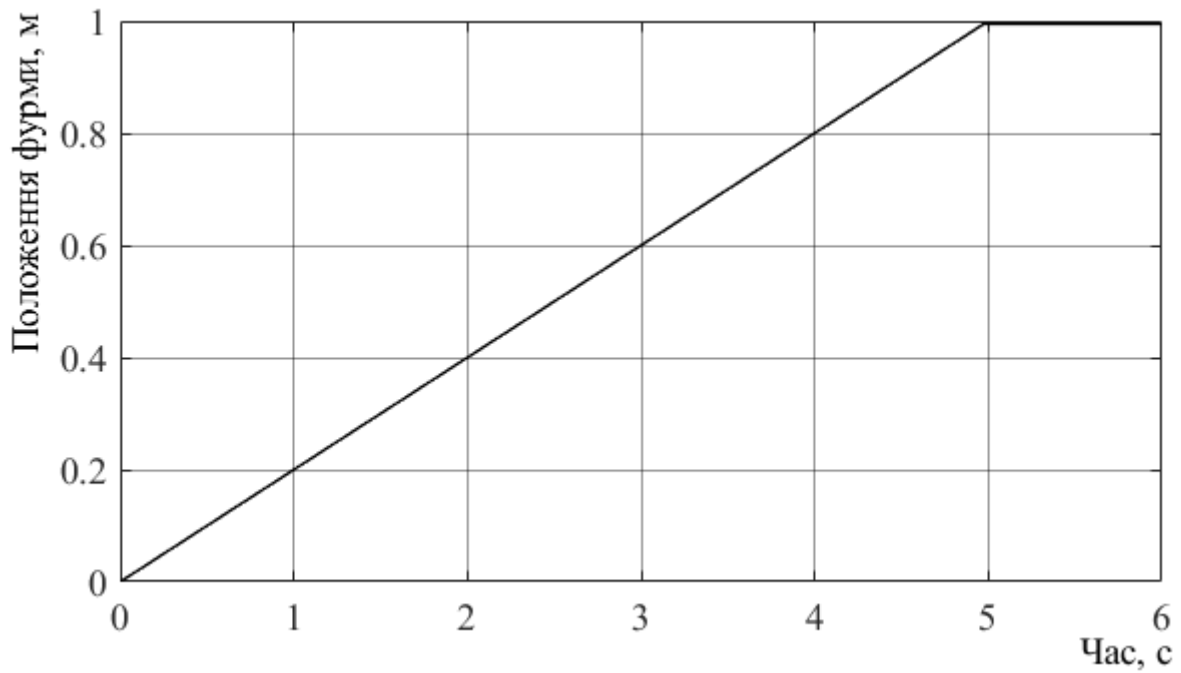


Рис. 2.19 Перехідний процес моделі переміщення фурми

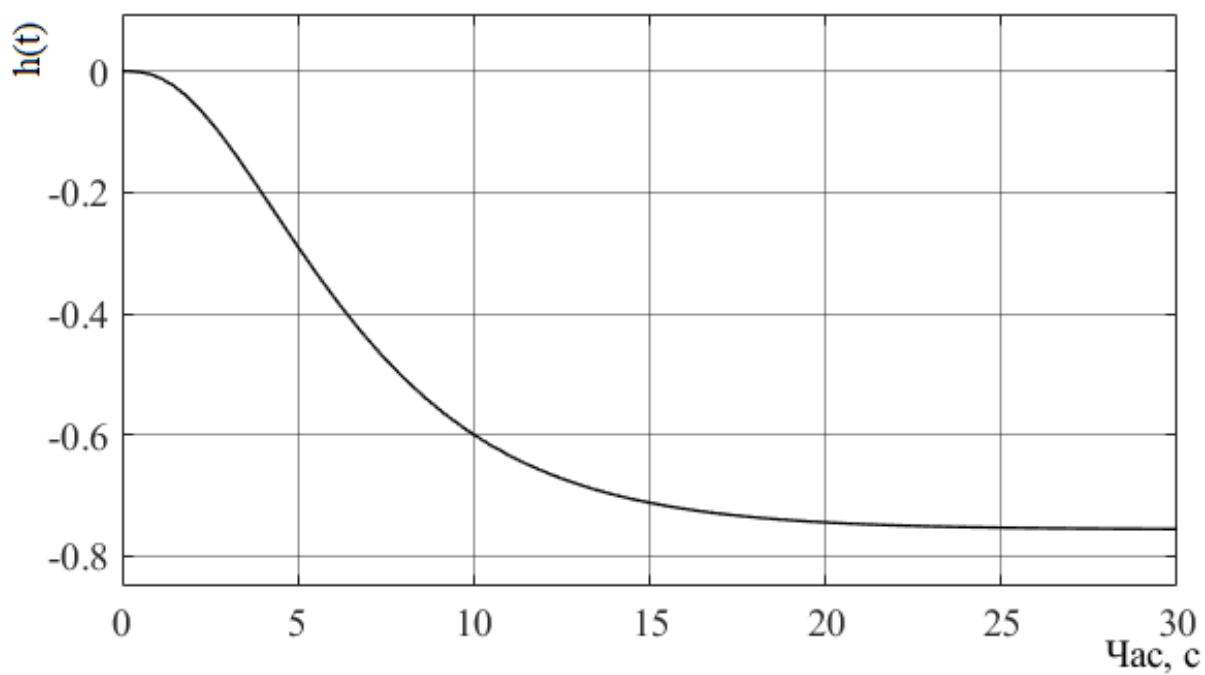


Рис. 2.20 Перехідна характеристика системи по каналу зміна положення пневмоклапану кисню – вміст вуглекислого газу

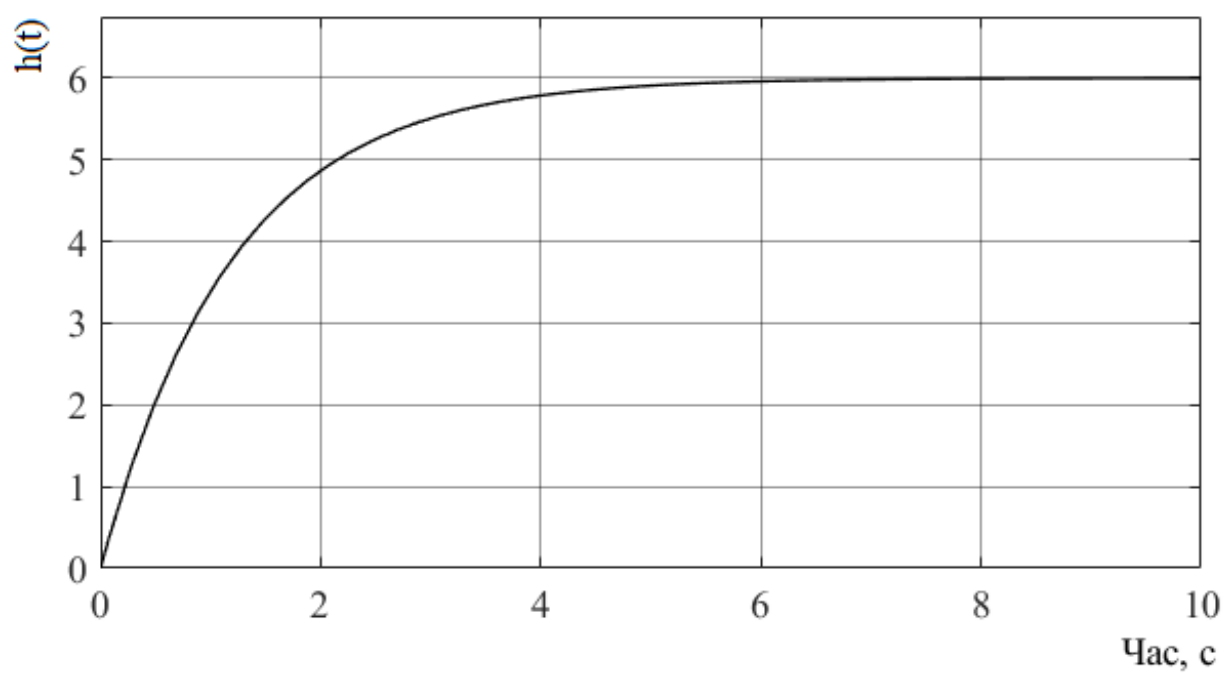


Рис. 2.21 Перехідна характеристика системи по каналу зміна положення пневмоклапану кисню – витрата кисню

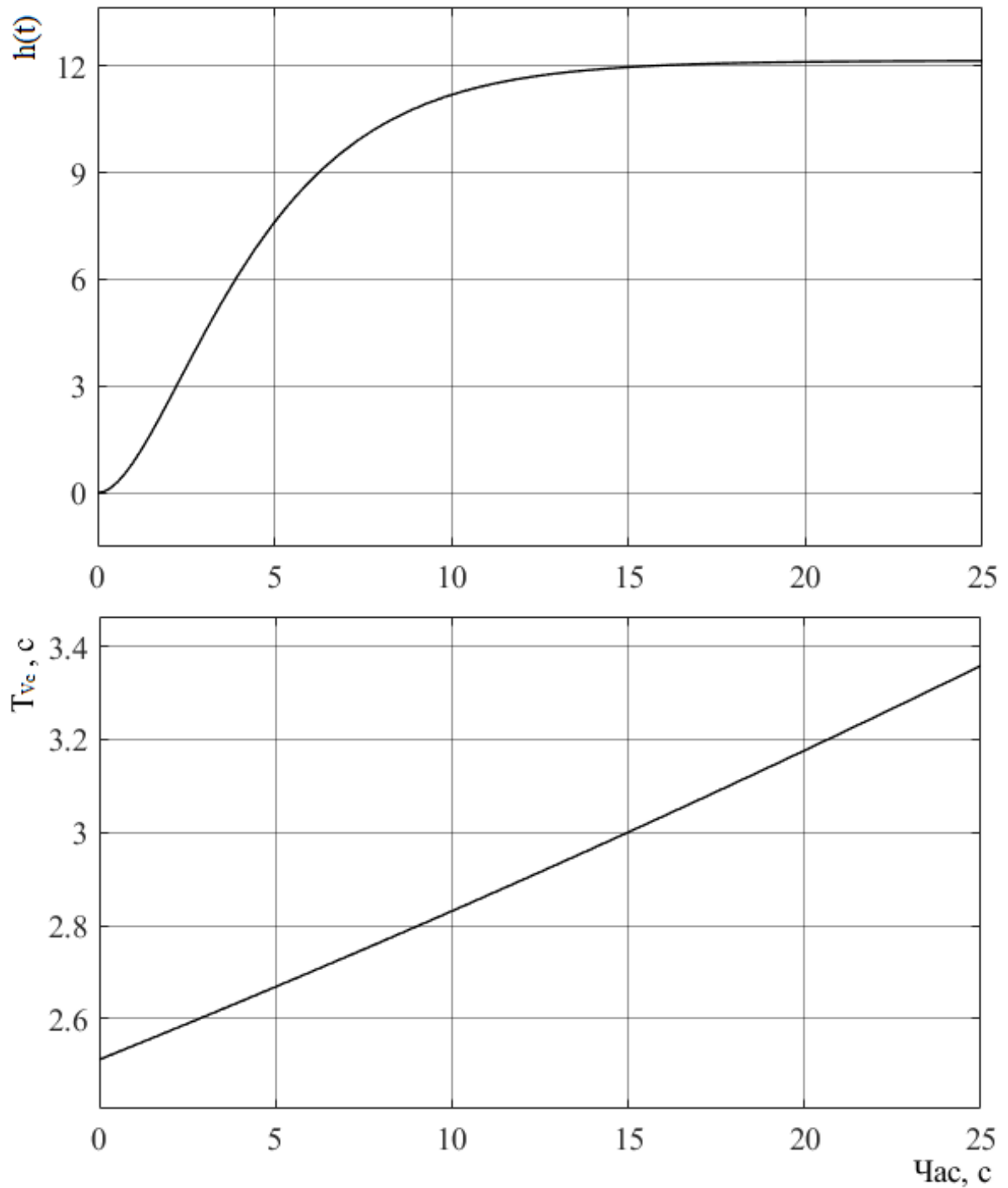


Рис. 2.22 Перехідна характеристика системи по каналу зміна положення
фурми – вміст вуглекислого газу

Виконаємо перетворення неперервної моделі (2.29) в дискретну модель в просторі станів використовуючи метод Ейлера [51]. Він ґрунтується апроксимації першої похідної в момент часу $t = kT_0$ (2.30):

$$x'(t) = \frac{dx(t)}{dt} \approx \frac{1}{T_0} (x((k+1)T_0) - x(kT_0)), \quad (2.30)$$

де T_0 – час квантування, с; k – номер такту. Застосувавши цю формулу до рівняння системи в просторі станів, отримаємо (2.31):

$$A_d = I + T_0 \cdot A, \quad B_d = T_0 \cdot B, \quad (2.31)$$

де A_d – дискретизована матриця динаміки системи; B_d – дискретизована матриця входу системи. Отримаємо матриці A_d та B_d (2.31) для неперервної моделі (2.32):

$$\left\{ \begin{array}{l} A_d = \begin{bmatrix} 1 - \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_0 T_{3\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & T_0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma CO_2}^H(\tau)}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\ B_d = T_0 \begin{bmatrix} \frac{1}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{1}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} = \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} \begin{bmatrix} \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 1 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^H(\tau)} \end{bmatrix} \end{array} \right. \quad (2.32)$$

Модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу у вигляді керованої канонічної форми дискретної моделі в просторі станів (2.33) має вид:

$$\left\{ \begin{aligned} & \begin{bmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \\ x_3(k+1) \\ x_4(k+1) \\ x_5(k+1) \\ x_6(k+1) \end{bmatrix} = A_d \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \end{bmatrix} + B_d \cdot \begin{bmatrix} u_{vo_2}(k) \\ H(k) \end{bmatrix} \\ & \begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{CO_2}(k) \end{bmatrix} = C_d \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \end{bmatrix} \\ & A_d = \begin{bmatrix} 1 - \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & -\frac{T_0 T_{3\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & T_0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma_{CO_2}}^H(\tau)}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\ & B_d = \begin{bmatrix} \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma_{CO_2}}^H(\tau)} \end{bmatrix} \\ & C_d = \begin{bmatrix} k_v^{u_{O_2}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & k_{\gamma_{CO_2}}^{u_{O_2}} & 0 & 0 & k_{\gamma_{CO_2}}^H & 0 \end{bmatrix} \end{aligned} \right. \quad (2.33)$$

Отримана модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу у вигляді керованої канонічної форми дискретної моделі в просторі станів (2.33) в подальшому буде використана під час розробки прогнозуючої моделі процесу, складової МПР.

Висновки до розділу

Було проаналізовано технологічні особливості керування параметрами режиму дуття ККП та розроблено модель в просторі станів даного процесу:

1. встановлено, що одним з основних параметрів режиму дуття є інтенсивність продувки, від якої залежить хід процесів окиснення домішок і шлакоутворення. Однак підвищення інтенсивності продувки призводить до зменшення окиснення заліза і переходу його в шлак та зношення футерівки зменшується, що пов'язано зі скороченням як тривалості продувки, так і контактування вогнетривів з агресивним шлаком і високотемпературним факелом;
2. проаналізовано вплив розміщення фурми над рівнем спокійної ванни, а саме підвищення розміщення фурми призводить до збільшення основності та окиснення кінцевого шлаку, ступеня допалювання СО в порожнині конвертера, зменшення масової частки мангану в металі наприкінці продувки, витрат плавицевого шпату й зношення футерівки. Регулюючи відстань, можна забезпечити оптимальну кількість тепла, що виділяється в конвертері від окиснення СО до CO_2 . Дослідження показали, що при використанні системи керування, яка спрямована на регулювання CO_2 , його вміст в середньому можна підвищити до 12,7%, що дає можливість збільшити частку брухту у шихті на 2,7 %;
3. встановлено, зміна ступеня окиснення вуглецю до CO_2 у порожнині конвертера залежить від зміни швидкості зневуглицювання яка, в свою чергу, залежать від відстані фурми до рівня спокійної ванни. Процес зміни швидкості зневуглицювання від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни є нестационарним, описується

диференціальним рівнянням першого порядку, стала часу якого залежить від періоду продувки;

4. досліджено вплив інтенсивності подачі дуття на швидкість зневуглецювання металу. Перехідний процес зміни ступеня окиснення вуглецю до CO_2 від зміни положення пневмоклапану дуття кисню описується диференціальним рівнянням третього порядку;
5. отримана модель режиму продувки киснево-конвертерного процесу у вигляді керованої канонічної форми дискретної моделі в просторі станів в залежності від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни та інтенсивності дуття, яка використана в якості прогнозуючої моделі МПР. Наведені чисельні значення динамічних властивостей отриманої моделі.

РОЗДІЛ 3 РОЗРОБКА І РЕАЛІЗАЦІЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ

3.1 Ідеологія модельно-прогнозуючого керування

Одним із сучасних підходів до аналізу і синтезу систем керування, що базуються на математичних методах оптимізації, є теорія управління динамічними об'єктами з використанням прогнозуючих моделей – модельно-прогнозуюче керування. Розвиток ідей керування з прогнозуючими моделями відбувається в напрямку використання нелінійних моделей, забезпечення стійкості керуючого впливу, надання робастних властивостей замкнутій системі управління і застосування сучасних методів оптимізації. Ідея оптимізації прогнозованої керуючої дії, яка складає основу МПК-методів, виникла в рамках двох незалежних, проте близьких по суті підходів [30]. Перший, DMC, розвивався зусиллями фахівців компанії Shell Oil [31], а другий - MAC - був розроблений французькими інженерами хімічної промисловості [32]. На базі останнього підходу вперше був створений комерційний пакет програм IDCOM, який певною мірою послужив прообразом сучасних методів управління з прогнозом.

Ідеологія МП-підходу полягає у наступній схемі керування (рис. 3.1) динамічними об'єктами за принципом зворотного зв'язку [33]:

1. розглядається математична модель об'єкта (відносно проста), початковими умовами для якої служить її поточний стан. При заданому управлінні виконується прогноз руху об'єкта на деякому кінцевому відрізку часу (горизонті прогнозу);
2. виконується оптимізація управління, метою якого служить наближення регулюючих змінних прогнозуючої моделі до відповідного заданого значення (уставки) на горизонті керування;
3. реалізується знайдене оптимальне управління і здійснюється вимір (або відновлення по виміряним змінним) фактичного стану об'єкта на кінець кроку;

4. горизонт прогнозу зсувається на крок вперед, і повторюються пункти 1-3 даного алгоритму.



Рис. 3.1 Схема управління динамічними об'єктами з використанням модельно-прогнозуючого підходу

Основною перевагою МПК, що визначає його успішне використання в практиці побудови та експлуатації систем управління, служить відносна простота базової схеми формування зворотного зв'язку, що поєднується з високими адаптивними властивостями [52]. Остання обставина дозволяє управляти багатовимірними і багатозв'язними об'єктами зі складною структурою, що включає нелінійність, оптимізувати процеси в режимі реального часу в рамках обмежень на керуючі і керовані змінні, враховувати невизначеності в завданні об'єктів і збурень [53]. Крім того, можливе врахування транспортного запізнення, змін критеріїв якості регулювання і відмов датчиків.

Розглянемо базову задачу модельно-прогнозуючого керування. Нехай поведінка об'єкта керування описується залежністю (3.1):

$$\dot{x}(t) = f(t, u(t)), \quad x(0) = x_0, \quad (3.1)$$

де $x \in E^n$ – вектор стану, $u \in E^m$ – вектор керуючої дії, $t \in [0, \infty)$.

Введемо поняття області допустимих значень стану $X \subseteq E^n$ та керуючої дії $U \subseteq E^m$, такі що для $\forall t \in [0, \infty) \rightarrow x(t) \in X, u(t) \in U$. Наприклад, область допустимих значень (3.2):

$$\begin{aligned} U &= \{u \in E^m : u_{\min} \leq u_i \leq u_{\max}, i = \overline{1, m}\} \\ X &= \{x \in E^n : x_{\min} \leq x_j \leq x_{\max}, j = \overline{1, n}\} \end{aligned} \quad (3.2)$$

де $u_{\min}, u_{\max}, x_{\min}, x_{\max}$ – задані дійсні числа

Будемо вважати, що метою керування об'єкта (3.1) забезпечення виконання рівності (3.3):

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|x(t) - r_x(t)\| = 0; \lim_{t \rightarrow \infty} \|u(t) - r_u(t)\| = 0, \quad (3.3)$$

де $r_x(t)$ та $r_u(t)$ задана векторна функція, що визначає бажаний рух об'єкта (3.1). Якість управління охарактеризуємо за допомогою функціоналу (3.4) виду:

$$J_0 = J_0(x(t), u(t)). \quad (3.4)$$

Будь-яка задача оптимального управління полягає у пошуку такої керуючої дій з області її допустимих значень U , яка забезпечить досягнення поставленої мети (3.3) з врахуванням обмежень (3.2) і досягає мінімуму цільової функції (3.4). Розглянемо положення і принципи, що прийняті в задачі модельно-прогнозуючого керування з лінійною моделлю. Введемо поняття лінійної прогнозуючої моделі (3.5) об'єкта управління у виді системи рівнянь:

$$\begin{aligned} x_{i+1} &= Ax_i + Bu_i, \\ y_i &= Cx_i, \\ i &= k + j, j = 0, 1, 2, \dots, \end{aligned} \quad (3.5)$$

де k - номер такту; $x_i \in E^n$ – стан об'єкта;

$y_i \in E^r$ – виміри; $u_i \in E^m$ – керуюча дія;

Будемо вважати, що за динамічними властивостями прогнозуюча модель (3.5) в якомусь сенсі близька до реального об'єкта (3.1). Нехай прогнозуюча модель (3.5) у поточний момент часу ($j=0$) ініціалізується станом \tilde{x}_k реального об'єкта керування та виконується рівність $u_i = \tilde{u}_i$ для $\forall i = k, k+1, \dots, k+P$. Тоді

послідовність векторів $\{x_i\} (i = k+1, \dots, k+P)$, яка отримується з моделі (3.5) представляє собою прогноз руху $\{\tilde{x}_k\}$ реального об'єкта з горизонтом прогнозу P (рис. 3.1). Якість управління охарактеризуємо за допомогою лінійно-квадратичного функціоналу (3.6):

$$J_k = J_k(\bar{y}, \bar{u}) = \sum_{j=1}^P \left[(y_{k+j} - r_{k+j})^T R_{k+j} (y_{k+j} - r_{k+j}) + u_{k+j-1}^T Q_{k+j} u_{k+j-1} \right], \quad (3.6)$$

де R_{k+j} та Q_{k+j} – додатно визначені симетричні матриці.

Розглянемо допоміжні вектори (3.7):

$$\begin{aligned} \bar{y} &= (y_{k+1} \ y_{k+2} \ \dots \ y_{k+P})^T \in E^{rP}, \\ \bar{u} &= (u_k \ u_{k+1} \ \dots \ u_{k+P-1})^T \in E^{mP}. \end{aligned} \quad (3.7)$$

Враховуючи, що рух об'єкта (3.5) на тактах $k+j$, $j=1, 2, \dots, P$ визначається тільки \bar{u} , то $J_k = J_k(\bar{y}(\bar{u}), \bar{u}) = J_k(\bar{u})$. При цьому може бути сформульована задача оптимізації (3.8) по відношенні до функціоналу (3.6):

$$J_k(\bar{u}) \rightarrow \min_{\bar{u} \in E^{mP}}. \quad (3.8)$$

Знайдемо рішення задачі (3.8). Враховуючи (3.7) представимо функціонал (3.6) в виді (3.9):

$$\begin{aligned} J_k &= J_k(\bar{u}) = (\bar{y} - \bar{r})^T R(\bar{y} - \bar{r}) + \bar{u}^T Q \bar{u} \\ y_{k+1} &= Cx_{k+1} = CAx_k + CBu_k \\ y_{k+2} &= Cx_{k+2} = CAx_{k+1} + CBu_{k+1} = CA^2x_k + CABu_k + CBu_{k+1} \\ \text{і тд. } y_{k+P} &= Cx_{k+P} = CA^Px_k + CA^{P-1}Bu_k + CBu_{k+1} \end{aligned} \quad (3.9)$$

Звідси отримуємо (3.10):

$$\Rightarrow \bar{y} = Lx_k + M\bar{u}, \text{ де}$$

$$L = \begin{pmatrix} CA \\ CA^2 \\ \dots \\ CA^P \end{pmatrix} \quad M = \begin{pmatrix} CB & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ CA^{P-1}B & CA^{P-2}B & \dots & CB \end{pmatrix} \Rightarrow \quad (3.10)$$

$$J_k = J_k(\bar{u}) = \left(Lx_k + M\bar{u} - \bar{r} \right)^T R \left(Lx_k + M\bar{u} - \bar{r} \right) + \bar{u}^T Q \bar{u}$$

$$\frac{\partial J_k}{\partial \bar{u}} = \frac{\partial}{\partial \bar{u}} \left[\left(Lx_k + M\bar{u} - \bar{r} \right)^T R \left(Lx_k + M\bar{u} - \bar{r} \right) + \bar{u}^T Q \bar{u} \right] = 0.$$

Враховуючи, що $\frac{\partial}{\partial x}(x^T Sx) = 2Sx$, де S – симетрична матриця маємо (3.11):

$$\begin{aligned} \frac{\partial J_k}{\partial \bar{u}} &= M^T R \left(Lx_k + M\bar{u} - \bar{r} \right) + Q\bar{u} = 0 \\ \Rightarrow \bar{u}^* &= \bar{K}x_k + \bar{T}\bar{r} \\ \bar{K} &= -(M^T RM + Q)^{-1} M^T RL, \bar{T} = (M^T RM + Q)^{-1} M^T R. \end{aligned} \quad (3.11)$$

Згідно стратегії MPC-підходу застосовується керуюча дія (3.12) – перший елемент отриманого вектору \bar{u}^* :

$$u^* = Kx_k + Tr, \quad (3.12)$$

де K – перші m строк матриці \bar{K} , T – верхній блок розміру $m \times r$ матриці \bar{T} . З (3.12) випливає, що для лінійно-квадратичної задачі управління MPC-стратегія формування керуючого впливу зводиться до звичайного пропорційного зворотного зв'язку (регулятора) по стану об'єкта.

Алгоритм пошуку матриць K і T :

1. маючи матриці A, B, C, D і горизонту прогнозу P сформувати матриці L і M ;
2. використовуючи вхідні дані у вигляді матриць R та Q обрахувати додаткові матриці \bar{K} і \bar{T} по формулам $\bar{K} = -(M^T RM + Q)^{-1} M^T RL, \bar{T} = (M^T RM + Q)^{-1} M^T R$;

3. виділити верхні блоки розміром $m \times n$ та $m \times r$ відповідно з матриць \bar{K} і \bar{T} .

Звернемо увагу на те, що коли всі вихідні матриці не змінюються в часі, а горизонт прогнозу залишається постійним, то шукані матриці K і T в стратегії (3.12) так само не змінюються в часі, тобто залишаються незмінними на кожній ітерації. Це дозволяє істотно спростити реалізацію МПР за рахунок одноразового розрахунку (наприклад, після виконання чергової ідентифікації моделі) зазначених матриць. Традиційно аналітичний пошук матриці K в законі (3.12) для стаціонарної задачі найбільш часто здійснюється на базі двох підходів: теорії модального управління і лінійно-квадратичної (Linear-Quadratic), (LQ)-оптимізації. Відносно цих підходів розглянута схема реалізації керування являє собою альтернативний шлях побудови LQ-регулятора. Більш того, можна отримати умови, при яких МПК-стратегія і LQ-стратегія збігаються. Як було зазначено вище, базова задача МПК зводиться до звичайного пропорційного зворотного зв'язку (регулятору) по стану об'єкта, який принципово не відрізняється від LQ-оптимальних регуляторів. Але ситуація принципово змінюється, якщо враховувати обмеження на керуючий вплив та стан об'єкта, що суттєво обмежує множину регуляторів у задачі LQ-оптимізації. Отримання точного оптимального рішення в реальному часі досить проблематичне, що суттєво підвищує обґрунтованість застосування МПК. Розглянемо задачу МПК при наявності обмежень.

Так як і для базової задачі, нехай поведінка об'єкта описується залежністю (3.1) і використовується рівняння прогнозуючої моделі (3.5). Будемо вважати, що за динамічними властивостями прогнозуюча модель (3.5) в якомусь сенсі близька до реального об'єкта (3.1). Нехай прогнозуюча модель (3.5) у поточний момент часу ($j=0$) ініціалізується станом \tilde{x}_k реального об'єкта керування та виконується рівність $u_i = \tilde{u}_i$ для $\forall i = k, k+1, \dots, k+P$. Якість управління охарактеризуємо за допомогою лінійно-квадратичного функціоналу (3.13):

$$J_k(\bar{y}, \Delta \bar{u}) = \sum_{j=1}^P \left[\left(y_{k+j} - r_{k+j} \right)^T R_{k+j} \left(y_{k+j} - r_{k+j} \right) + \Delta u_{k+j-1}^T Q_{k+j} \Delta u_{k+j-1} \right], \quad (3.13)$$

де R_{k+j} та Q_{k+j} – додатно визначені симетричні матриці.

Розглянемо допоміжні вектори (3.14):

$$\begin{aligned} \bar{y} &= (y_{k+1} \ y_{k+2} \ \dots \ y_{k+P})^T \in E^{rP}, \\ \bar{u} &= (\Delta u_k \ \Delta u_{k+1} \ \dots \ \Delta u_{k+P-1})^T \in E^{mP}. \end{aligned} \quad (3.14)$$

Використання функціоналу (3.13) дозволяє забезпечити астатизм замкнутої системи. Розглянемо задачу оптимізації (3.15):

$$J_k = J_k(\bar{y}(\Delta \bar{u}), \Delta \bar{u}) = J_k(\Delta \bar{u}) \rightarrow \min_{\Delta \bar{u} \in E^{mP}} \quad (3.15)$$

про пошук послідовності векторів $\Delta \bar{u}$, яка мінімізує функціонал (3.13) без врахування обмежень. У відповідності до підходу, прийнятого для забезпечення астатизму, сформуємо додаткову (3.16) прогнозуючу модель:

$$\begin{aligned} p_{i+1} &= \bar{A}p_i + \bar{B}v_i, \\ z_i &= \bar{C}p_i, \\ i &= k+j, \ j=0,1,2,\dots, \end{aligned} \quad (3.16)$$

для якої $p_k = \left(\frac{x_k - x_{k-1}}{Cx_k} \right)$, а матриці \bar{A} , \bar{B} , \bar{C} формуються як (3.17):

$$\bar{A} = \begin{pmatrix} A & 0_{n \times r} \\ CA & E_{r \times r} \end{pmatrix}, \bar{B} = \begin{pmatrix} B \\ CB \end{pmatrix}, \bar{C} = (0_{r \times n} \ E_{r \times r}). \quad (3.17)$$

Вхідною змінною для моделі (3.16) служить вектор $v_i = \Delta \bar{u}$, а вихідною $z_i = y_i$.

Враховуючи (3.16), функціонал (3.13) можна представити в еквівалентному вигляді (3.18):

$$\begin{aligned} J_k &= J_k(\bar{z}(\bar{v}), \bar{v}) = \sum_{j=1}^P \left[\left(z_{k+j} - r_{k+j} \right)^T R_{k+j} \left(z_{k+j} - r_{k+j} \right) + v_{k+j-1}^T Q_{k+j} v_{k+j-1} \right] = \\ &= \left(\bar{z} - \bar{r} \right)^T R \left(\bar{z} - \bar{r} \right) + \bar{v}^T Q \bar{v}, \end{aligned} \quad (3.18)$$

де $\bar{z} = (z_{k+1} \ z_{k+2} \ \dots \ z_{k+P})^T \in E^{rP}$, $\bar{v} = (v_k \ v_{k+1} \ \dots \ v_{k+P-1})^T \in E^{mP}$.

Враховуючи залежність $\bar{z} = Lp_k + M\bar{v}$, матриці L , M визначаються формулами (3.19):

$$L = \begin{pmatrix} \bar{C}\bar{A} \\ \bar{C}\bar{A}^2 \\ \dots \\ \bar{C}\bar{A}^P \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} CA & E_{r \times r} \\ CA^2 & E_{r \times r} \\ \dots & E_{r \times r} \\ CA^P & E_{r \times r} \end{pmatrix}$$

$$M = \begin{pmatrix} \bar{C}\bar{B} & 0 & \dots & 0 \\ \bar{C}\bar{A}\bar{B} & \bar{C}\bar{B} & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \bar{C}\bar{A}^{P-1}\bar{B} & \bar{C}\bar{A}^{P-2}\bar{B} & \dots & \bar{C}\bar{B} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} CB & 0 & \dots & 0 \\ CAB + CB & CB & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \sum_{i=0}^{P-1} CA^i B & \sum_{i=0}^{P-2} CA^i B & \dots & CB \end{pmatrix} \quad (3.19)$$

В результаті отримано функціонал (3.20):

$$J_k = J_k(\bar{v}) = \bar{v}^T H \bar{v} + 2f^T \bar{v} + g, \quad (3.20)$$

де $H = M^T R M + Q$, $f = M^T R L p_k - M^T R \bar{r}$, $g = p_k^T L^T R L p_k + r^T R \bar{r} - 2p_k^T L^T R \bar{r}$.

Тепер накладемо умову (3.21) виконання обмежень:

$$\begin{cases} u_i^- \leq u_i \leq u_i^+, \\ \Delta u_i^- \leq \Delta u_i \leq \Delta u_i^+, \\ y_i^- \leq y_i \leq y_i^+, \end{cases} \quad (3.21)$$

де u_i^- , u_i^+ , Δu_i^- , Δu_i^+ , y_i^- , y_i^+ – задані вектори. Враховуючи (3.21), введемо наступні позначення (3.22):

$$\begin{aligned} \bar{y}_{\min} &= (y_{k+1}^- \ y_{k+2}^- \ \dots \ y_{k+P}^-), & \bar{y}_{\max} &= (y_{k+1}^+ \ y_{k+2}^+ \ \dots \ y_{k+P}^+), \\ \bar{u}_{\min} &= (u_k^- \ u_{k+1}^- \ \dots \ u_{k+P-1}^-), & \bar{u}_{\max} &= (u_k^+ \ u_{k+1}^+ \ \dots \ u_{k+P-1}^+), \\ \Delta \bar{u}_{\min} &= (\Delta u_k^- \ \Delta u_{k+1}^- \ \dots \ \Delta u_{k+P-1}^-), & \Delta \bar{u}_{\max} &= (\Delta u_k^+ \ \Delta u_{k+1}^+ \ \dots \ \Delta u_{k+P-1}^+). \end{aligned} \quad (3.22)$$

Будемо вважати, що керуюча дія u_{k-1} відома. Тоді для кроку k справедливо

$u_k = u_{k-1} + \Delta u_k$. Звідси отримаємо рівняння (3.23):

$$\bar{u} = M_0 u_{k-1} + M_u \Delta \bar{u}, \quad (3.23)$$

$$\text{де } M_0 = \begin{pmatrix} E_{m \times m} \\ E_{m \times m} \\ \dots \\ E_{m \times m} \end{pmatrix}, M_u = \begin{pmatrix} E_{m \times m} & 0 & \dots & 0 \\ E_{m \times m} & E_{m \times m} & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & 0 \\ E_{m \times m} & E_{m \times m} & \dots & E_{m \times m} \end{pmatrix}.$$

Враховуючи $\bar{z} = Lp_k + M\bar{v}$ та (3.22), обмеження (3.21) можуть бути представлені в виді системи лінійних нерівностей (3.24):

$$A_v \bar{v} \leq A_{im} + A_p p_k + A_u p_{k-1}. \quad (3.24)$$

Тепер замість задачі (3.15) можна підставити задачу з обмеженнями (3.25):

$$J_k = J_k(\bar{v}) = \bar{v}^T H \bar{v} + 2f^T \bar{v} + g \rightarrow \min_{v \in V \subset E^{mP}} \quad (3.25)$$

на допустимій множині $V = \{\bar{v} \in E^{mP} : A_v \bar{v} \leq A_{im} + A_p p_k + A_u p_{k-1}\}$. Результат вирішення даної задачі визначить оптимально послідовність векторів $v_i = \Delta u_i$, $i = k, k+1, \dots, k+P-1$. По формулі $u_k = u_{k-1} + \Delta u_k$ визначається керуюча дія на поточному кроці та, згідно стратегії МПК, процес визначення оптимальної траєкторії повторюється. Варто зазначити, що якщо матриця H в функціоналі (3.20) визначена додатно, то мінімізація функціоналу при наявності обмежень зводиться до стандартної задачі чисельного аналізу – випуклого квадратичного програмування.

3.2 Розробка комбінованої САР параметрами дугтя ККП

В умовах інтенсифікації, максимізації рентабельності та забезпечення технологічної безпеки виробництва виникає проблема налаштування, оптимізації, удосконалення структури систем автоматичного регулювання. Поряд з тим, що з'являються та набувають популярності передові методи управління, як-то МПК, нечітка логіка (НЛ), найпопулярнішим на сьогодні, з долею до 90 % [35] є регулятори, що використовують ПД закон регулювання. Незважаючи на довгу історію розвитку та наявність великої кількості патентів, розробок, публікацій [54], залишається багато проблем пов'язаних із практичною реалізацією ПД-регулятора. Основні проблеми – уніфікація структури ПД-регулятора, реалізація диференційної складової [55],

інтегральне насичення [56], безударна передача параметрів та режимів регулювання [57].

ПІД-регулятори як найпоширеніший вид автоматичних регуляторів мають величезну кількість варіацій [58] та досліджень властивостей [57, 59]. Як правило, вони стосуються окремих питань і розглядаються в академічному ідеалізованому оточенні. Це справедливо за виконання ряду умов, як-от лінійність об'єкта керування, незначне відхилення технологічної змінної від робочої точки, ідеальний виконавчий механізм тощо. Існує велика кількість різновидів структур ПІД-регулятора [60]. Таке різноманіття пов'язано із складністю практичної реалізації та бажання розробників приховати структуру і принципи роботи регуляторів [61]. Навіть найпоширеніших форм запису ПІД-закону регулювання існує аж три [62].

Послідовний [35] або класичний алгоритм (3.26) – найстаріша загальноприйнята реалізація, що використовується з часів перших пневматичних та електричних апаратних регуляторів як наслідок технічних можливостей апаратного формування складових закону регулювання.

$$W_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) (1 + T_d s), \quad (3.26)$$

де $W_c(s)$ – передаточна функція закону регулювання у просторі Лапласа, s – комплексна змінна перетворення Лапласа, K_p – коефіцієнт підсилення, T_i – стала часу інтегрування, T_d – стала часу диференціювання.

Паралельна форма запису (3.27) ПІД-закону регулювання, незважаючи на видиму очевидність структури, не рекомендується до застосування деякими дослідниками [63] через наявність коефіцієнта підсилення регулятора, який розбито на 3 складові частини:

$$W_c(s) = K_p + \frac{1}{T_i s} + T_d s. \quad (3.27)$$

Міжнародна організація International Society of Automation (ISA), що є міжнародним лідером в розробці стандартів в галузі автоматизації, рекомендує

[55] як стандарт структури ПД-регулятора використовувати форму (3.28), у якій чітко виражений коефіцієнт підсилення:

$$W_C(s) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right). \quad (3.28)$$

Різні форми закони регулювання можуть бути приведені одна до іншої за допомогою математичних формул та ряду припущень, які дозволяють перераховувати значення коефіцієнтів. У часткових випадках пропорційна, інтегральна та диференційна складові можуть бути відсутні, утворюючи окремі випадки ПД-закону регулювання: пропорційний (П)-, пропорційно-інтегральний (ПІ)-, пропорційно-диференційний (ПД)-, інтегральний (І)-регулятор.

Дуже часто, згадуючи про практичне застосування регуляторів, обмежуються констатацією фактів [64–66] наявності кількох варіантів або способів реалізації практичних функцій. Акцентується увага на конкретне рішення, без порівняння з існуючими методами. Під час практичної реалізації ПД-регуляторів не завжди використовують фільтри або вони налаштовані неправильно. Диференційна складова регулятора підсилює високочастотні перешкоди, короткотривалі збурення і шум. Дані проблеми підсилюється тим, що динаміка процесів невідома апіорі, існує взаємний вплив різних систем автоматичного керування. Фільтрація шумів та впливу диференційної складової регулятора є предметом інтересу багатьох дослідників [67, 68], що пропонують власні підходи та критерії вирішення цієї проблеми, але однозначної рекомендації досі немає. Фільтрування інформаційних сигналів дозволяє підвищити достовірність інформації, але, через перераховані вище фактори, не завжди є можливим та вносить у систему додаткову інерційність.

Під час процесу регулювання практично завжди потрібно врахувати нелінійності типу «обмеження». Ця нелінійність пов'язана з природними обмеженнями на потужність, швидкість, частоту обертання, відкриття клапан та ін. Найбільш типовим проявом режиму обмеження є так зване «інтегральне

насичення». Методи усунення інтегрального насичення є предметом дискусій, публікацій, винаходів та комерційної таємниці багатьох фірм розробників програмного забезпечення контролерів [57]. На сьогоднішній день не існує єдиної методики, яка б дозволяла повністю усунути проблему інтегрального насичення [35, 57]. У роботі [69] розглядаються способи врахування обмежень типу «насичення» в системах керування, але не дано остаточної рекомендації по використанню. Інколи, залежно від вимог до поведінки об'єкта, подібний підхід може навіть розвинутися у складні структури [70] з власними регуляторами обмежень. Це вже унікальні випадки, малопридатні до масового застосування.

Під час автоматичного управління технологічними процесами виникають ситуації зміни режиму роботи обладнання, структури системи і потреб виробництва. Це призводить до потреби відслідковування режимів роботи та безударного перемикавання [35, 57]. Різні рекомендації авторів ускладнюють процес вибору потрібної конфігурації для практичного застосування.

Для цифрової реалізації ПД-регулятора, яка в еру комп'ютерних технологій є пануючою, має значення також коректний вибір періоду дискретизації розрахунку алгоритму. У роботі [71] представлено результати досліджень впливу цього фактору на поведінку системи керування та відмінності в значеннях параметрів налаштувань. Разом з тим, через високу швидкість виконання сучасних програм, цей фактор має більше значення на вибір числових методів реалізації інтегрування та диференціювання, ніж на динаміку об'єкта керування.

Коректне налаштування автоматичних регуляторів для забезпечення вимог технологічних процесів є однією з ключових процедур пуско-налагоджувальних робіт [72]. Її результат прямо впливає на якість продукції, що випускається, чи на протікання процесів. Основний парк автоматичних регуляторів – близько 90% [35] – реалізують пропорційно-інтегрально-диференційний (ПІД) закон регулювання. При цьому 30% з них налаштовані

неправильно [73]. Так, багатьох ПІД-контролерах диференціальна складова відключена тільки тому, що її важко правильно налаштувати. Це пов'язано з недостатньо глибокими знаннями динаміки процесу регулювання та теорії автоматичного керування персоналу, що здійснює пусконаладжувальні роботи. Результат – некоректні параметри налаштування, що призводить до зниження ефективності управління технологічними процесами та коефіцієнту корисності дії (ККД) установки в цілому. Тому великі зусилля дослідників в даний час концентруються на пошуку способів мінімізації впливу людського фактору в процесі налаштування регуляторів – алгоритмів автоматичного пошуку оптимальних параметрів регулятора [72].

Переважає більшість способів автоматичного налаштування використовують три принципово важливих етапи: ідентифікація, розрахунок параметрів регулятора, введення значень отриманих параметрів у регулятор [73]. У роботах [57] наведено методи автоналаштування, в основі алгоритму яких лежить аналітична модель отримана з перехідної характеристики об'єкта управління. Використання аналітичних моделей потребує прийняття ряду припущень, наприклад, об'єкт описується моделлю першого або другого порядку, не враховується нелінійність об'єкта, зокрема, завжди присутня нелінійність типу "обмеження", затримка в системі є транспортною, відсутність похибок диференціювання. Внаслідок прийнятих припущень з'являється похибка ідентифікації, а тому налаштування регулятора не можна вважати оптимальними. Автоналаштування параметрів регулятора, яке базується на отриманні аналітичної моделі за допомогою зняття перехідної характеристики, реалізовано у ПІД-контролерах фірми Honeywell UDC6000 [58]. Іншим способом виконання ідентифікації є отримання частотної характеристики об'єкта з використанням релейного експерименту. Даний метод ідентифікації є найбільш розповсюдженим для автоналаштування ПІД-регулятора [35], в його основі лежить режим автоколивань у системі. Переваги даного методу ідентифікації – отримання частотних характеристик об'єкта будь-якого порядку та простота реалізації. Існують ствердження, що

застосування режиму автоколивань є небезпечними для технологічних процесів і їх потрібно уникати. Під час проведення експериментів потрібно обмежити амплітуду автоколивань, тоді даний режим є настільки ж безпечним, як і будь-який інший тестовий сигнал. Також існує велика кількість комерційних програмних засобів настройки регуляторів [54]. Типова система для настройки ПД-регулятора складається з комп'ютера зі спеціалізованим, як правило кошовним, програмним забезпеченням під керуванням операційної системи Windows, комплекту модулів вводу-виводу і сполучних кабелів. Об'єкт включається в контур регулювання, система налаштовується бажаним способом, потім отримані коефіцієнти регулятора записуються в ПД-контролер. Завдяки зручному для користувача інтерфейсу, значній продуктивності комп'ютера і відсутності обмежень на алгоритми ідентифікації системи, вдається отримати параметри регулятора, близькі до оптимальних.

Різні дослідники ведуть пошук також у напрямку модернізації ПД-регуляторів, надання додаткових властивостей. Наприклад [74], введення корекції сигналу керування на початковому етапі перехідного процесу дозволяє покращити якість керування, але zarazом і ускладнює структуру регулятора. Спеціалісти-практики без ентузіазму сприймають нові підходи до керування, так як вони вимагають набуття нових компетенцій та часто бувають непрозорі для інтуїтивного сприйняття, що ускладнює прийняття оперативних рішень під час пусконаладжувальних робіт. Відносно новий підхід з використанням внутрішньої моделі об'єкта безпосередньо у структурі регулятора [75], який набуває поширення через доступність реалізації моделі заданої складності на сучасних ПЛК, також не може стати заміною ПД-регуляторів. За наявності значного транспортного запізнювання відпрацювання збурень може бути неефективним та потребує ще більшого ускладнення структури регулятора [76]. Тобто він вимагає індивідуального підходу до кожного об'єкта через необхідність точного визначення моделі, у той час як ПД узагальнює динаміку класу об'єктів за допомогою параметрів налаштувань.

Математичний ПД-регулятор є теоретичним «ідеалом» реального регулятора, тому для його практичної реалізації необхідно врахувати особливості, викликані реальними умовами технологічного процесу. Кінцевий діапазон зміни фізичних параметрів в системі; обмежена точність вимірів та наявність шумів; змінне навантаження, безперервність технологічних процесів; взаємний вплив процесів регулювання; наявність практично у всіх системах нелінійностей типу насичення, обмеження швидкості, гістерезис і люфт; необхідність плавного (безударного) перемикавання режимів регулювання та багато іншого впливає на практичну реалізацію ПД-регулятора [56]. Найпоширенішим принципом побудови систем автоматичного регулювання на сьогоднішній день є принцип керування по відхиленню (рис. 3.2) на базі ПД закону регулювання.

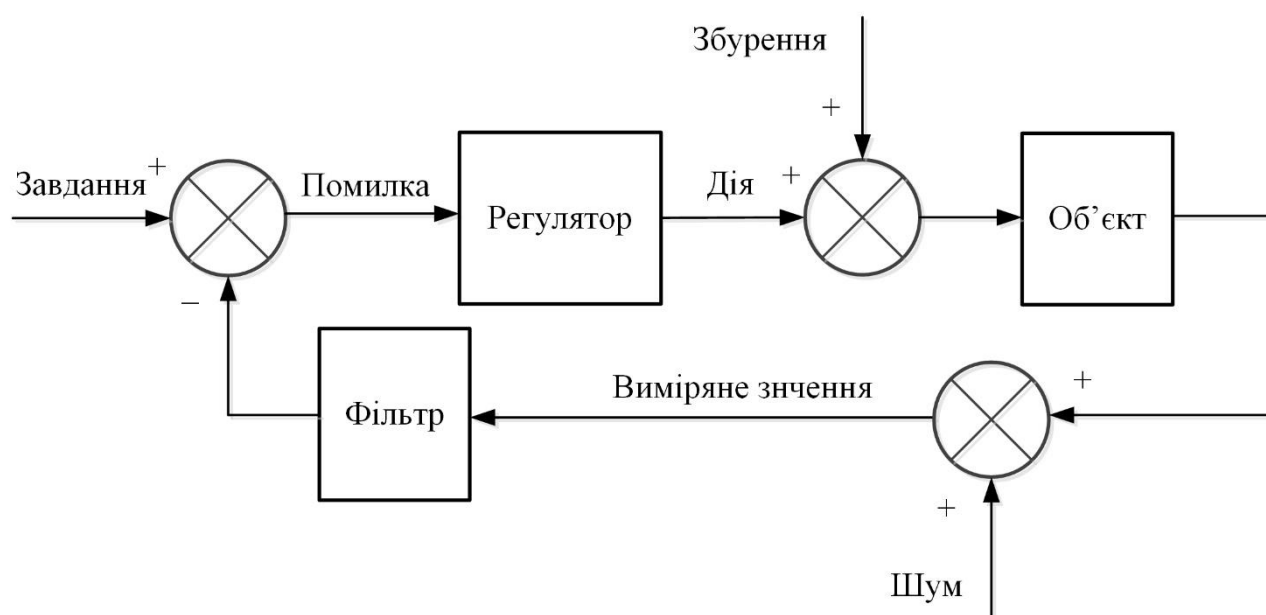


Рис. 3.2 Структурна схема системи автоматичного регулювання зі зворотнім зв'язком при наявності зовнішніх збурень та шумів

Для досліджень було обрано стандартну структуру ПД-регулятора, згідно рекомендацій ISA [35]. Якість регулювання у процесі практичної реалізації ПД-регулятора оцінюється за допомогою (3.29) інтегрального квадратичного показника (Integral of the square error – ISE):

$$ISE = \int_0^{t_p} e(t)^2 dt. \quad (3.29)$$

Якість процесу регулювання при використанні ISE визначається квадратичним розбалансом у часі. Налаштування на даний показник якості дозволяє досягнути мінімального часу регулювання, оскільки значне відхилення від завдання регулюючої змінної піднесене до квадрату. Тому ISE є показовим критерієм та використовується у багатьох методах налаштування регуляторів. Для розрахунку параметрів налаштування ПД-регуляторів системи керування було обрано експрес метод Minimum ISE Zhuang and Atherton [58]. Виконаємо розрахунок ПД-регулятора (3.30) процесу зміни ступеня окиснення вуглецю до CO₂ від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни H :

$$\begin{aligned} K_p &= \frac{1,048}{K_m} \left(\frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{12,15} \left(\frac{5,6}{1,9} \right)^{0,897} = 0,227 \left[\frac{\mathcal{M}}{\%_{CO_2}} \right], \\ T_i &= \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{5,6}{1,195 - 0,368 \frac{1,9}{5,6}} = 5,23 [c], \\ T_d &= 0,489 \cdot T_m \left(\frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 5,6 \left(\frac{1,9}{5,6} \right)^{0,888} = 1,05 [c]. \end{aligned} \quad (3.30)$$

Виконаємо розрахунок ПД регулятора (3.31) процесу інтенсивності дуття кисню кисневого в залежності від положення пневмоклапану:

$$\begin{aligned} K_p &= \frac{1,048}{K_m} \left(\frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{6} \left(\frac{1,2}{0,1} \right)^{0,897} = 1,62 \left[\frac{\%}{\frac{\mathcal{M}^3}{x\mathcal{B}}} \right], \\ T_i &= \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{1,2}{1,195 - 0,368 \frac{0,1}{1,2}} = 1,03 [c], \\ T_d &= 0,489 \cdot T_m \left(\frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 1,2 \left(\frac{0,1}{1,2} \right)^{0,888} = 0,065 [c]. \end{aligned} \quad (3.31)$$

Зміна інтенсивності дуття кисню впливає на зміну ступеня окиснення вуглецю до CO₂ та описується диференціальним рівнянням (2.24). Система керування зміни інтенсивності дуття є збуренням для системи керування вмісту CO₂.

Отримані динамічні властивості (3.32) реально-диференційного (РД) компенсатора:

$$W_{PD}^K(s) = K_k \frac{T_k s}{T_k s + 1} = 0,35 \frac{8,9_k s}{8,9_k s + 1}. \quad (3.32)$$

В результаті розрахунків регуляторів (3.30, 3.31) та РД компенсатора отримано комбіновану систему автоматичного регулювання (рис. 4.1) режиму дуття киснево-конвертерного процесу.

3.3 Розробка МПК параметрами дуття ККП

Виконаємо синтез модельно-прогнозуючого регулятора з квадратичним функціоналом при наявності обмежень режиму дуття киснево-конвертерної плавки. Розробка модельно-прогнозуючого регулятора складається з таких основних компонентів: побудова прогнозуючої моделі; визначення функціоналу, що характеризує якість регулювання; рішення оптимізаційної задачі – пошук оптимальної стратегії керування, що забезпечує мінімум функціоналу. Для побудови прогнозуючої моделі МПР використаємо математичну модель режиму дуття киснево-конвертерного процесу, яка описана у розділі 2. Для системи автоматичного регулювання продувки киснево-конвертерного процесу розглядається задача програмного керування та стабілізації при виникненні збурень, тому необхідно перейти до інкрементної форми (3.33) прогнозуючої моделі в просторі станів:

$$\begin{aligned} \Delta u(t) &= u(t) - u(t-1) \Rightarrow u(t) = u(t-1) + \Delta u(t) \\ x'(t) &= Ax(t) + Bu(t-1) + B\Delta u(t). \end{aligned} \quad (3.33)$$

Для цього введемо новий стан $x_u(t) = u(t-1)$ та розширимо (3.34) систему:

$$\begin{cases} x'(t) = Ax(t) + Bu(t-1) + B\Delta u(t) \\ x'_u(t) = x_u(t) + \Delta u(t). \end{cases} \quad (3.34)$$

В результаті отримано прогнозуючу модель (3.35) режиму продувки киснево-конвертерного процесу у вигляді керованої канонічної форми моделі в просторі станів:

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x'(t) \\ x'_u(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & B \\ 0 & I \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x(t) \\ x_u(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ I \end{bmatrix} \Delta u(t) \\ y(t) = [C \quad 0] \begin{bmatrix} x(t) \\ x_u(t) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (3.35)$$

Виконаємо перетворення неперервної моделі (3.35) в дискретну модель (3.36) в просторі станів використовуючи метод Ейлера (2.30):

$$\begin{cases} \begin{bmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \\ x_3(k+1) \\ x_4(k+1) \\ x_5(k+1) \\ x_6(k+1) \\ x_u(k+1) \\ x_H(k+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A_d & B_d \\ 0 & I \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \\ x_u(k) \\ x_H(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B_d \\ I \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta u_{vo_2}(k) \\ \Delta H(k) \end{bmatrix} \\ \begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{CO_2}(k) \end{bmatrix} = [C_d \quad 0] \cdot \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \\ x_5(k) \\ x_6(k) \\ x_u(k) \\ x_H(k) \end{bmatrix}. \end{cases} \quad (3.36)$$

В результаті отримано нові матриці $(\bar{A}_d, \bar{B}_d, \bar{C}_d)$ керованої канонічної дискретної форми моделі в просторі станів:

$$\bar{A}_d = \begin{bmatrix} 1 - \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \frac{-T_0}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & \frac{-T_0 T_{3\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma CO_2}^{u_{O_2}}}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 & 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & T_0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{-T_0}{T_{1\gamma CO_2}^H} & 1 - \frac{T_0 T_{2\gamma CO_2}^H}{T_{1\gamma CO_2}^H} & 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^H} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix};$$

$$\bar{B}_d = \begin{bmatrix} \frac{T_0}{T_v^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^{u_{O_2}}} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{T_0}{T_{1\gamma CO_2}^H} \\ 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}; \bar{C}_d = \begin{bmatrix} k_v^{u_{O_2}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & k_{\gamma CO_2}^{u_{O_2}} & 0 & 0 & k_{\gamma CO_2}^H & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}.$$

Для реалізації модельно-прогнозуючого регулятора було обрано провідне, незалежне від виробника ІЕС 61131-3 програмне забезпечення автоматизації для інженерних систем керування CODESYS V3.5. Був запрограмований функціональний блок прогнозуючої моделі МПР (рис. 3.3) на мові програмування програмованих логічних контролерів (ПЛК) структурований текст (structured text, ST). Код відповідного функціонального блоку наведений в додатку 3.

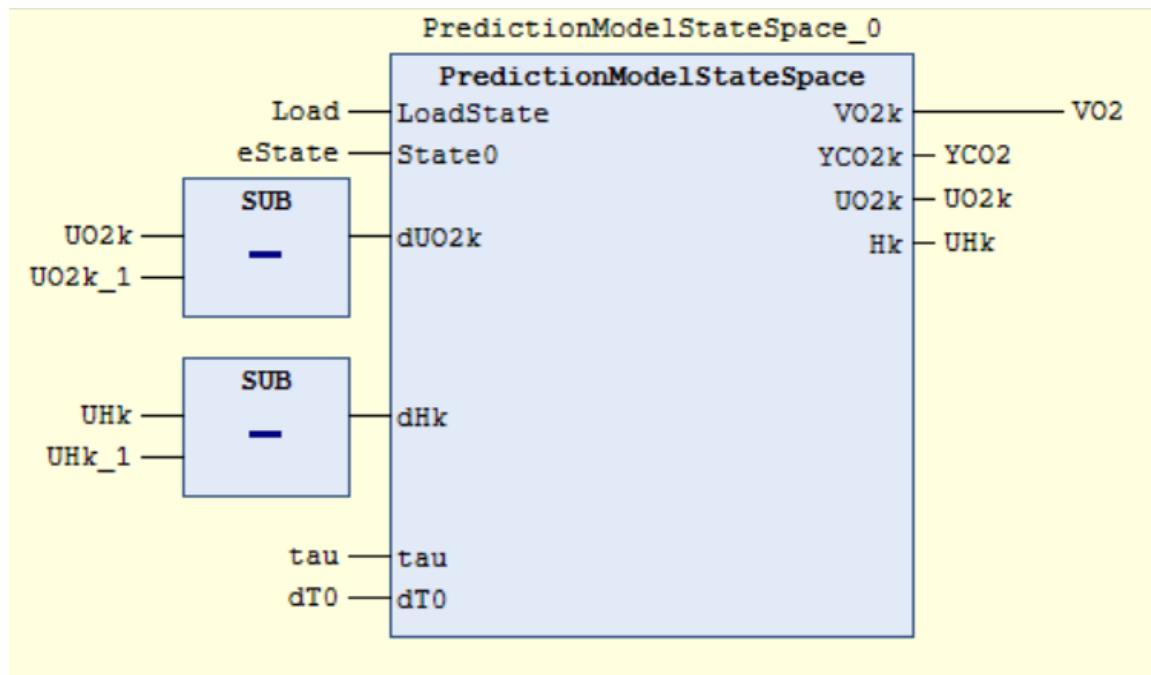


Рис. 3.3 Функціональний блок прогнозуючої моделі МПР

Прогнозуюча модель для прогнозу у якості початкових умови використовує поточний стан системи. Оскільки поточний стан системи виміряти не є можливим, необхідно розробити спостерігач стану.

Перш ніж перейти до розробки спостерігача стану потрібно розглянути поняття спостережуваності. Систему називають спостережуваною, якщо за даними вимірювання або спостереження векторів виходу (\bar{y}) та керуючої дії (\bar{u}) на кінцевому інтервалі часу можна однозначно визначити початковий стан системи (\bar{x}_0). Систему називають повністю спостережуваною, якщо спостережувані всі її стани у будь-які моменти часу. Критерій Калмана [77]: необхідна та достатня умова для повної спостережуваності полягають у тому, аби пара матриць A^T та C^T була невиродженою. Тобто матриця S_o мала ранг, що дорівнює n . Далі було розглянуто матрицю спостережливості S_o (3.37) та визначимо чи система може бути спостережуваною:

$$S_o = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ \dots \\ CA^{n-1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ CA^4 \\ CA^5 \end{bmatrix} \Rightarrow \text{rank}(S_o) = 6. \quad (3.37)$$

Оскільки ранг матриці спостережливості дорівнює кількості станів, то система є спостережуваною і відповідно можливо розробити спостерігач стану. Далі було виконано дослідження системи на керованість (можливість розробити регулятор). Систему називають повністю керованою, якщо для будь-яких моментів часу t_0 та t_1 ($t_1 > t_0$), та будь-яких заданих станів \bar{x}_0 та \bar{x}_1 існує керуюча дія $\overline{u(t)}$ ($t_0 < t < t_1$), що переводить систему з початкового стану \bar{x}_0 в кінцевий стан \bar{x}_1 . Критерій Калмана [77]: необхідна та достатня умова для керованості системи полягають у тому, аби пара матриць A та B була невинродженою. Тобто матриця S_c мала ранг, мала ранг, що дорівнює n . Далі було розглянуто матрицю керованості S_c (3.38) та визначимо чи система може бути керованою:

$$S_c = \begin{bmatrix} B & AB & \dots & A^{n-1}B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} B & AB & A^2B & A^3B & A^4B & A^5B \end{bmatrix} \quad (3.38)$$

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

Оскільки матриці спостережуваності та керованості мають ранг 6, тобто критерій Калмана виконується, то система є спостережуваною та керованою, а, отже, може бути розроблений спостерігач стану та регулятор. Структурна схема спостерігача стану системи наведена на рисунку 3.4, в якості спостерігача було використано спостерігач Луенбергера (рис. 3.5).

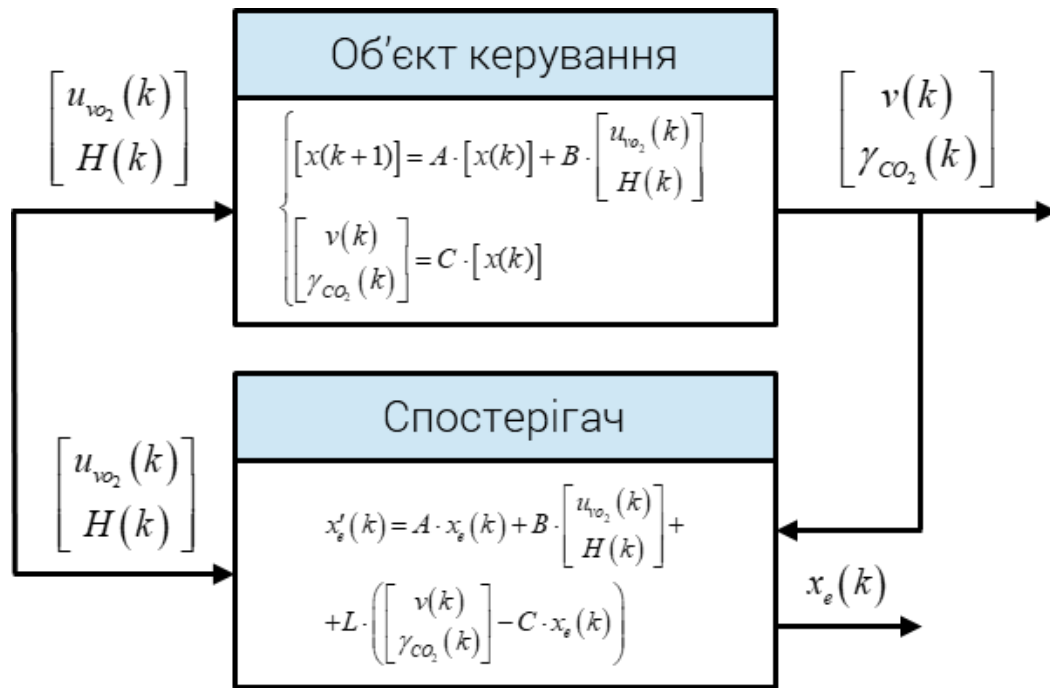


Рис. 3.4 Структурна схема спостерігача стану системи

Перевага використання спостерігача Луенбергера – наявність додаткового контуру корекції стану при виникненні розбіжності між моделлю та реальною поведінкою об'єкту [78].

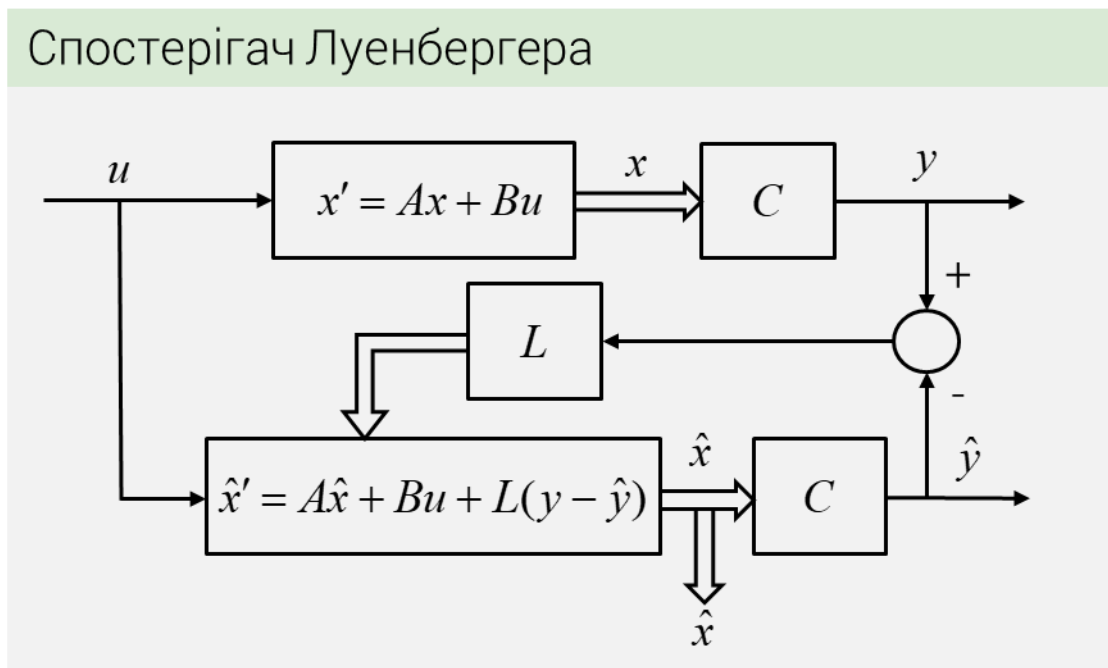


Рис. 3.5 Модель спостерігача стану Луенбергера

Математична модель спостерігача Луенбергера (3.39) представлена у вигляді рівняння:

$$x'_e(k) = A \cdot x_e(k) + B \cdot \begin{bmatrix} u_{vo_2}(k) \\ H(k) \end{bmatrix} + L \cdot \left(\begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{CO_2}(k) \end{bmatrix} - C \cdot x_e(k) \right), \quad (3.39)$$

де $L = \begin{bmatrix} l_1 & 0 \\ 0 & l_2 \\ 0 & l_3 \\ 0 & l_4 \\ 0 & l_5 \\ 0 & l_6 \end{bmatrix}$ – дискретизована матриця компенсатора спостерігача.

Дизайн компенсатора спостерігача L залежить від бажаного характеристичного рівняння: $(s - \beta_1) \cdot (s - \beta_2) \cdots (s - \beta_n) = 0$. Полюси спостерігача повинні забезпечувати швидку збіжність помилки спостерігання

$\left(\begin{bmatrix} v(k) \\ \gamma_{CO_2}(k) \end{bmatrix} - C \cdot x_e(k) \right)$ до 0. Це означає, що похибка оцінки спостерігача

повинна зменшуватись в 2-5 разів швидше, ніж стан самого об'єкту [78].

Розглянемо модель (3.36) та знайдемо l_1 компенсатора спостерігача.

Враховуючи динамічні властивості об'єкту для синтезу спостерігача, власні значення матриці є $\beta_1 = -2.5$. Для пошуку l_1 використаємо формулу Аккермана [79]. Обрахунки виконаємо за допомогою пакету прикладних програм для числового аналізу MATLAB:

```
T0=0.1; Tv_uo2=1.2; kv_uo2=6;
A1=[1-T0/Tv_uo2];
B1=[T0/Tv_uo2];
C1=[kv_uo2];
S0=obsv(A1, C1);
C0=ctrb(A1, B1);
rank(S0);
rank(C0);
l1=acker(A1', C1', exp([-2.5].*T0))
```

В результаті виконання функції `acker` пакету MATLAB, що реалізовує формулу Аккермана, $l_1 = 0.023$. Аналогічно для $\beta_{2-4} = -0.75$ та $\beta_{5,6} = -1$ отримано $l_2 = 0.01; l_3 = -0.0019; l_4 = 0.0001; l_5 = 0.0081; l_6 = -0.0017$.

Був запрограмований функціональний блок (рис. 3.6) спостерігача стану Луенбергера на мові програмування програмованих логічних контролерів ST. Код відповідного функціонального блоку наведений в додатку 4.

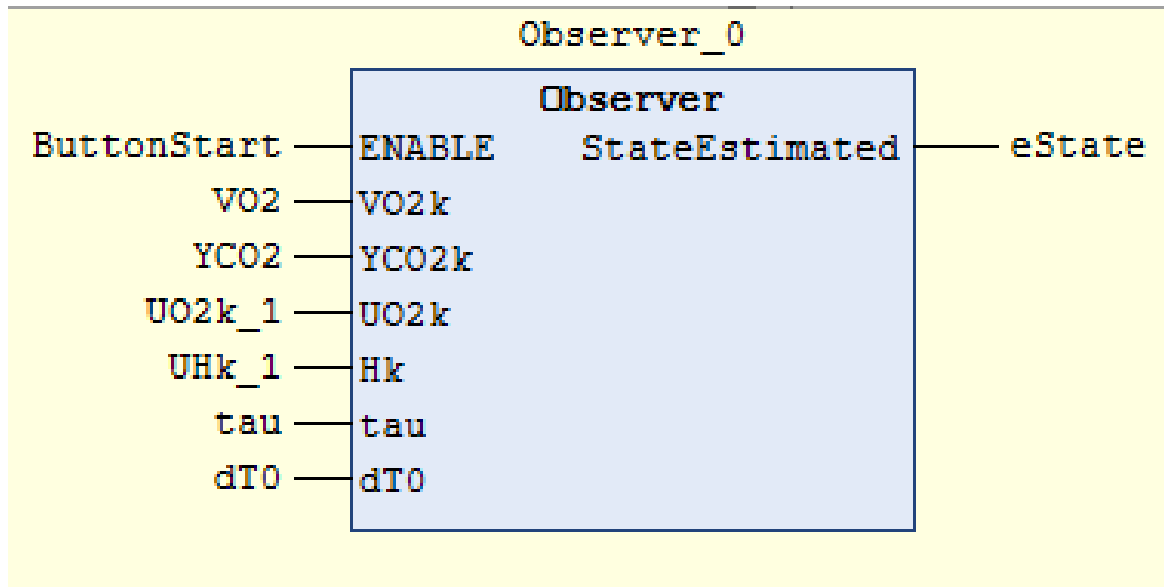


Рис. 3.6 Функціональний блок спостерігача стану Луенбергера

Наступним важливим елементом МПР є функціонал. Якість управління охарактеризуємо за допомогою лінійно-квадратичного функціоналу (3.40):

$$J_k(\bar{y}, \Delta \bar{u}) = \sum_{j=1}^P \left[(y_{k+j} - r_{k+j})^T R (y_{k+j} - r_{k+j}) + \Delta u_{k+j-1}^T Q \Delta u_{k+j-1} \right], \quad (3.40)$$

де R та Q – додатно визначені симетричні матриці; P – кількість кроків горизонту прогнозу. Виконаємо вибір горизонту прогнозу виходячи з динаміки процесу та коефіцієнтів матриць R та Q відповідно до якості бажаного перехідного процесу системи керування:

$$R = \begin{bmatrix} 0.2 & 0 \\ 0 & 1.5 \end{bmatrix}; Q = \begin{bmatrix} 0.2 & 0 \\ 0 & 0.03 \end{bmatrix}; P = 35.$$

Горизонт керування C – горизонт, в межах якого керуюча дія може змінюватись. Як видно з рис. 3.7, при збільшенні горизонту прогнозу якість регулювання зростає до критичної точки (35 кроків), після якої якість вже не зростає, але складність обчислень збільшується в геометричній прогресії. Для

забезпечення необхідної якості регулювання системи керування було обрано горизонт керування в 5 кроків.

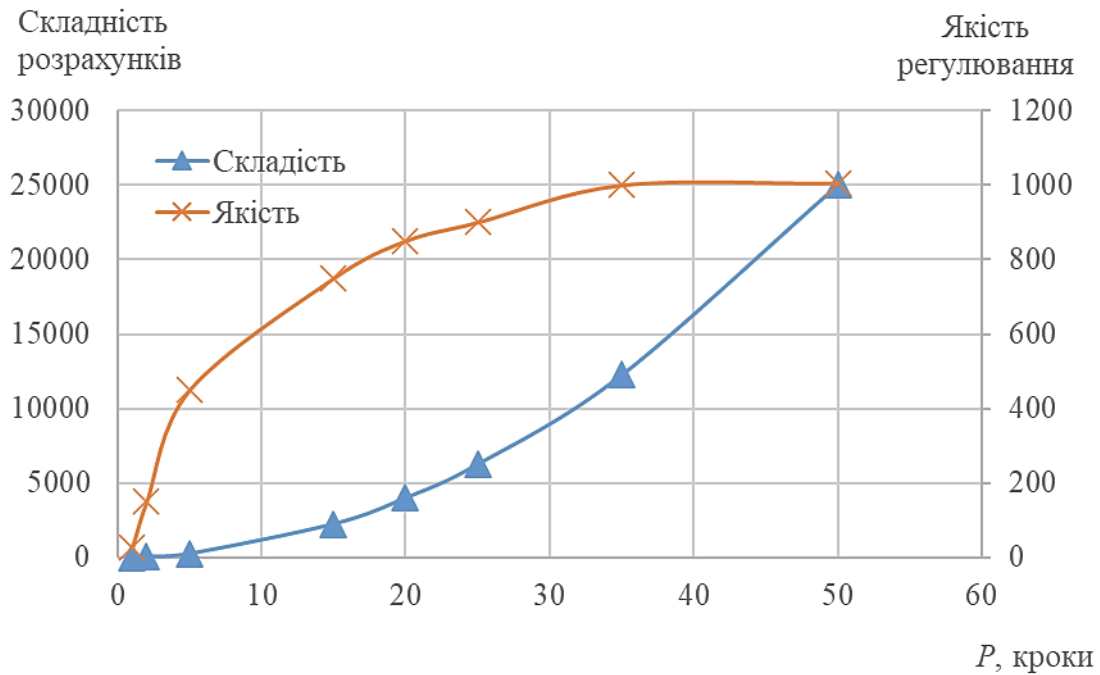


Рис. 3.7 Залежність складності розрахунків та якості регулювання від горизонту прогнозування

Був запрограмований функціональний блок (рис. 3.8) функціоналу на мові програмування ST програмованих логічних контролерів. Код відповідного функціонального блоку наведений в додатку 7.

Для пошуку оптимальної стратегії керування було сформовану задачу оптимізації функціоналу (3.40) при наявності обмежень (3.41):

$$\begin{aligned}
 J_k &= J_k(\bar{y}(\Delta\bar{u}), \Delta\bar{u}) = J_k(\Delta\bar{u}) \rightarrow \min_{\Delta u \in E^{mp}}. \\
 H_{\min} &\leq H(t) \leq H_{\max} & u_{\min} &\leq u_{vo_2}(t) \leq u_{\max} \\
 dH_{\min} &\leq \frac{dH(t)}{dt} \leq dH_{\max} & du_{\min} &\leq \frac{du_{vo_2}(t)}{dt} \leq du_{\max} \\
 H_{\min} &= 1.5M & u_{\min} &= 0\% \\
 H_{\max} &= 3.0M & u_{\max} &= 100\% \\
 dH_{\min} &= -0.2M/c & du_{\min} &= -25\%/c \\
 dH_{\max} &= 0.2M/c & du_{\max} &= 25\%/c
 \end{aligned} \tag{3.41}$$

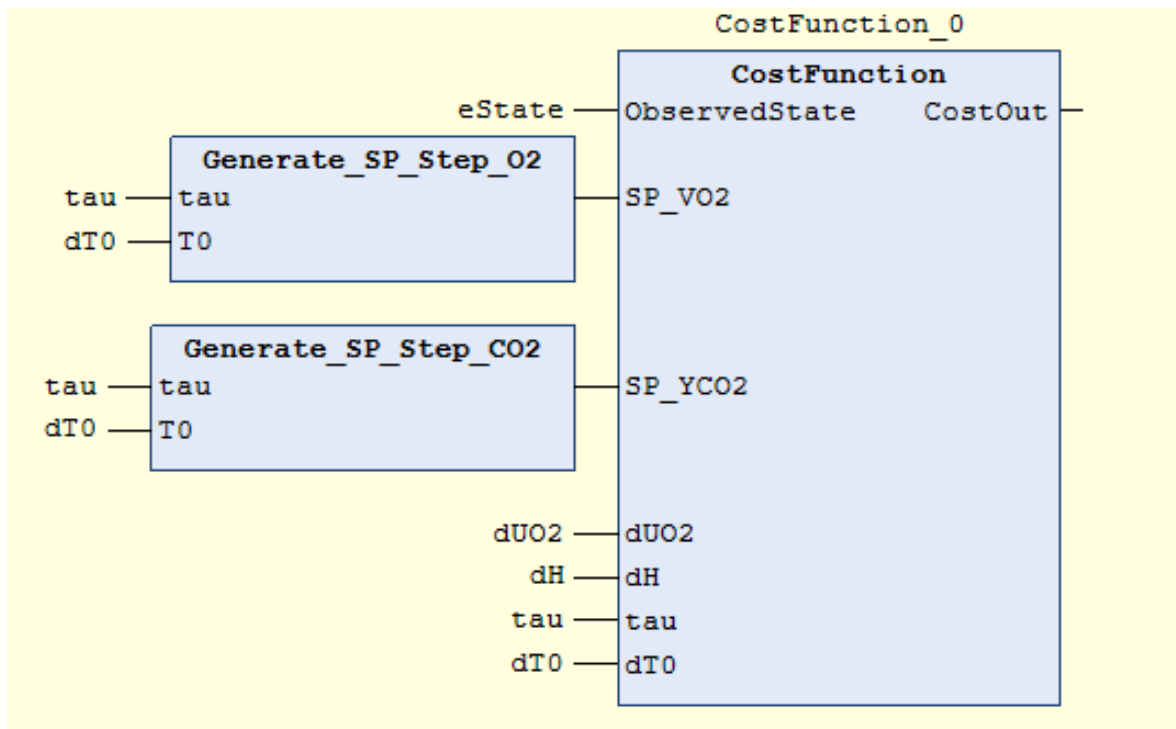


Рис. 3.8 Функціональний блок функціоналу МПР

Задачу з оптимізації при наявності обмежень вирішимо за допомогою методу штрафних функцій (штрафна функція – квадратична). Мінімізація функціоналу при наявності обмежень зводиться до стандартної задачі багатовимірної оптимізації. Штрафна функція визначається виразом (3.42):

$$F(\Delta u) = J_k(\Delta \bar{u}) + P(r, l(\Delta u))$$

r – штрафний параметр,

$l(\Delta u)$ – обмеження.

(3.42)

Фрагмент коду реалізації методу штрафних функцій на мові ST середовища програмування ПЛК:

```

IF ABS(dUO2[P])>dUO2_Max THEN
    Cost:=Cost+Penalti*(dUO2[P]-dUO2_Max)*(dUO2[P]-dUO2_Max)+Penalti;
END_IF;
IF ABS(dH[P])>dH_Max THEN
    Cost:=Cost+Penalti*(dH[P]-dH_Max)*(dH[P]-dH_Max)+Penalti;
END_IF;
IF Hk>H_Max THEN
    Cost:=Cost+Penalti*(Hk-H_Max)*(Hk-H_Max)+Penalti;

```

```

END_IF;
IF  $H_k < H_{\text{Min}}$  THEN
    Cost:=Cost+Penalti* $H_k$ * $H_k$ +Penalti;
END_IF;
IF  $UO2k > UO2_{\text{Max}}$  THEN
    Cost:=Cost+Penalti*( $UO2k - UO2_{\text{Max}}$ )*( $UO2k - UO2_{\text{Max}}$ )+Penalti;
END_IF;
IF  $UO2k < UO2_{\text{Min}}$  THEN
    Cost:=Cost+Penalti* $UO2k$ * $UO2k$ +Penalti;
END_IF;

```

Обраний лінійно-квадратичний функціонал є опуклою функцією, тому має місце задача опуклого програмування. Лінійно-квадратичний функціонал заданий алгоритмічно, тому було застосовано методи нульового порядку. Їх застосовують у тих випадках, коли з якихось причин визначення градієнта цільової функції неможливе, а також у тих випадках, коли функція задана алгоритмічно, зокрема, коли для обчислення значень функції за тих чи інших значеннях аргументу потрібно провести натурний або числовий експеримент. Ці методи придатні, коли функція недиференційована або її значення визначаються з похибкою, що призводить до великих неточностей при обчисленні похідних. Методи прямого пошуку є методами, у яких використовуються лише значення функції. У якості методу оптимізації було обрано метод Хука-Дживса (рис. 3.9), який показав оптимальне співвідношення між кількістю кроків та обрахунків цільової функції при вирішенні оптимізаційної задачі у порівнянні з симплексним методом та методом найшвидшого спуску. Пошук згідно цього методу складається із послідовності кроків пошуку для дослідження функції навколо базисної точки (рис. 3.10), з якої у випадку успіху робиться пошук за зразком. Опис цієї процедури наведено нижче:

- А. Вибрати початкову базисну точку b_1 і крок довжиною h_j для кожної змінної x_j , $j=1,2,\dots,n$. Довжина кроку може бути обрана однаковою для всіх змінних.
- В. Досліджувати $f(X)$ навколо базисної точки b_1 з метою отримання даних про локальне поведіння функції $f(X)$. Ці дані будуть використовуватися для знаходження потрібного напрямку пошуку за зразком, за допомогою якого можна сподіватися досягти більшого спадання функції. Пошук, що досліджує, навколо базисної точки b_1 виконується таким чином:
1. обчислити значення функції $f(b_1)$ у базисній точці b_1 ;
 2. кожна змінна по черзі змінюється додаванням довжини кроку. Таким чином, ми обчислюємо значення функції $f(b_1+h_1e_1)$, де e_1 – одиничний вектор у напрямку осі x_1 . Якщо це призводить до зменшення значення функції, то b_1 замінюється на $b_1+h_1e_1$. У протилежному випадку обчислюємо значення функції $f(b_1-h_1e_1)$, і якщо її значення зменшується, то b_1 замінюємо на $(b_1-h_1e_1)$. Якщо жоден із виконаних кроків не призводить до зменшення значення функції, то точка b_1 залишається незмінною і розглядаються зміни в напрямку осі x_2 , тобто знаходиться значення функції $f(b_1+h_2e_2)$ і т.д. Коли будуть розглянуті всі n змінних, ми будемо мати нову базисну точку b_2 ;
 3. якщо $b_2=b_1$, тобто зменшення функції не було досягнуто, то дослідження повторюється навколо тієї ж базисної точки b_1 , але із зменшеною довжиною кроку. На практиці задовільним є зменшення кроку (кроків) у десять разів від початкової довжини;
 4. якщо $b_2 \neq b_1$, то виконується пошук за зразком.

С. При пошуку за зразком використовується інформація, отримана в процесі дослідження, і мінімізація функції здійснюється пошуком у напрямку, заданому зразком. Ця процедура виконується в такий спосіб:

1. розумно рухатися із базисної точки b_2 у напрямку $(b_2 - b_1)$, оскільки пошук у цьому напрямку вже привів до зменшення значення функції. Тому обчислимо функцію в точці зразку: $P_1 = b_1 + 2(b_2 - b_1)$. У загальному випадку: $P_i = b_i + 2(b_{i+1} - b_i)$;
2. потім дослідження варто продовжувати навколо точки P_1 (P_i);
3. якщо найменше значення на кроці С.2 менше значення в базисній точці b_2 (у загальному випадку b_{i+1}), то отримують нову базисну точку b_3 (у загальному випадку b_{i+2}), після чого варто повторити крок С.1. У протилежному випадку не робити пошук за зразком із точки b_2 (b_{i+1}), а продовжити дослідження в точці b_2 (b_{i+1});
4. завершити цей процес, коли довжина кроку (довжини кроків) буде зменшена до заданого малого значення.

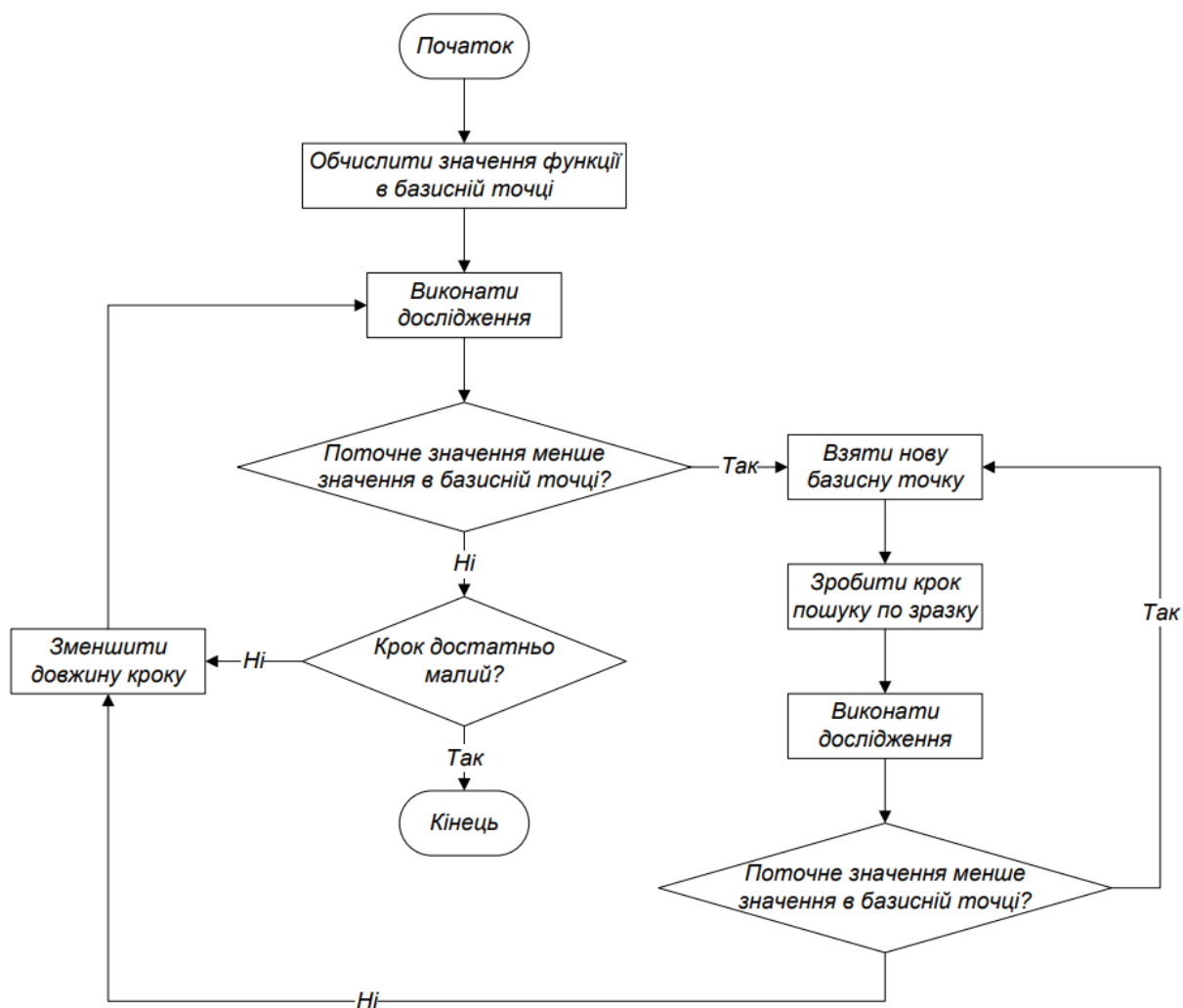


Рис. 3.9 Інформаційна схема методу Хука-Дживса

Був запрограмований функціональний блок (рис. 3.11) методу оптимізації Хука-Дживса на мові програмування ST програмованих логічних контролерів. Код відповідного функціонального блоку наведений в додатку 5.

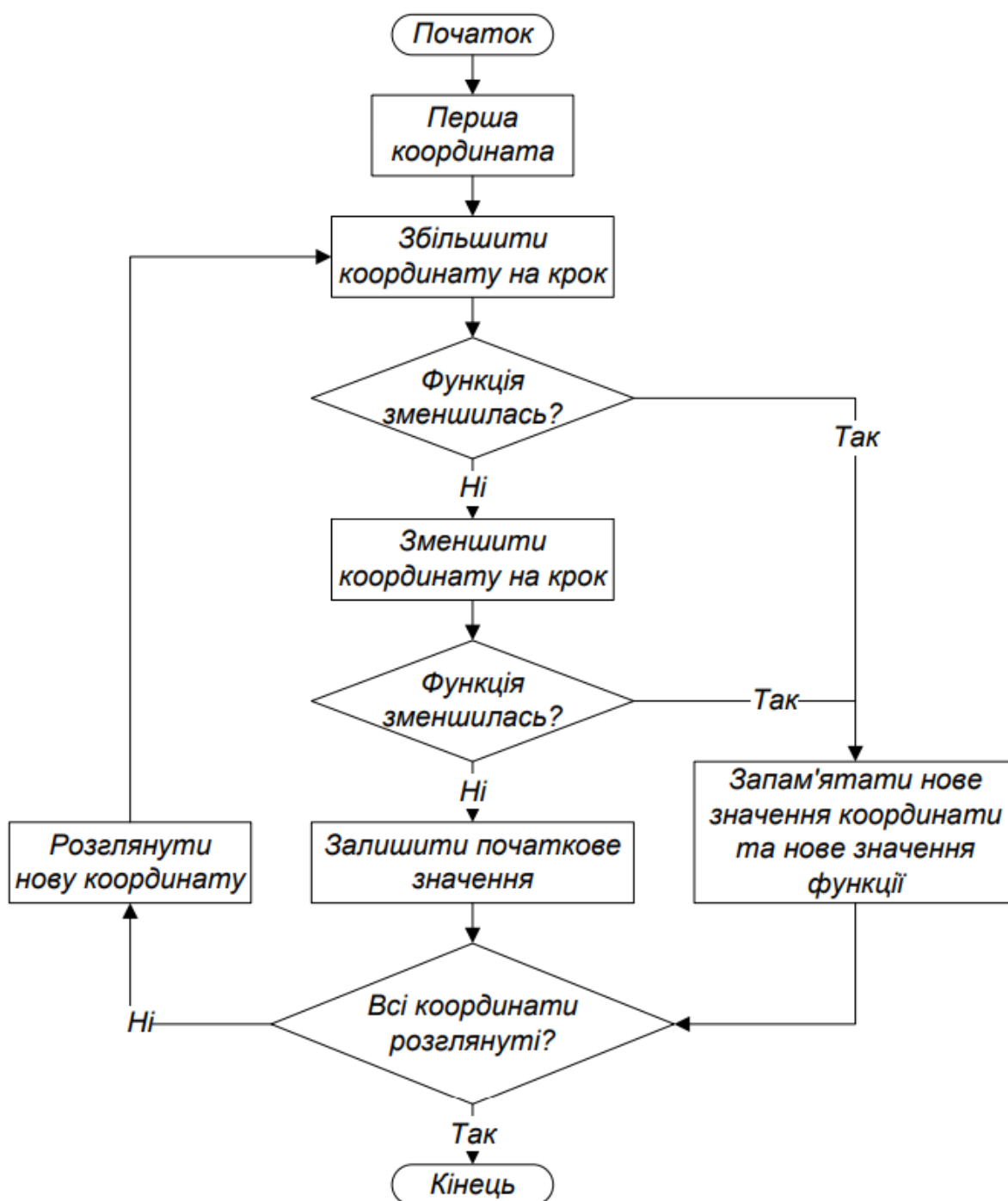


Рис. 3.10 Інформаційна схема досліджувачого пошуку

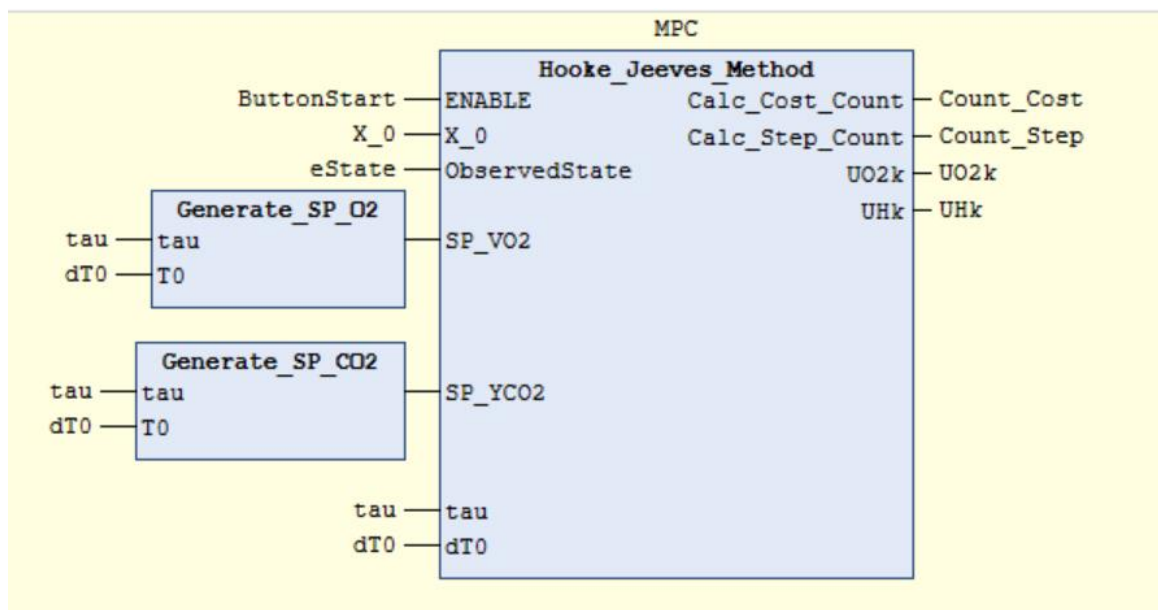


Рис. 3.11 Функціональний блок методу оптимізації Хука-Дживса

В результаті було синтезовано систему автоматичного регулювання (рис. 4.7) режиму дуття киснево-конвертерного процесу з використанням модельно-прогнозуючого регулятора.

Висновки до розділу

Було розроблено систему автоматичного регулювання параметрами режиму дуття ККП і виконано її аналіз:

1. використовуючи модель в просторі станів режиму дуття ККП було розраховано налаштування ПІД-регуляторів САР інтенсивності дуття та ступеня окиснення вуглецю до CO_2 . Встановлено, що система керування зміни інтенсивності дуття є збуренням для системи керування вмісту CO_2 у конвертерних газах;
2. проаналізовано вплив залежності зміни інтенсивності дуття кисню на зміну ступеня окиснення вуглецю до CO_2 , що описується диференціальним рівнянням. В результаті аналізу виконано синтез комбінованої системи регулювання з РД-компенсатором;
3. синтезовано спостерігач стану Луенбергера режиму дуття ККП. Враховуючи динамічні властивості об'єкту розраховано компенсатор спостерігача L на бажане характеристичне рівняння, використовуючи формулу Аккермана. Проаналізовано динамічні

властивості додаткового контуру корекції стану при виникненні розбіжності між моделлю та реальною поведінкою об'єкту.

4. досліджено модель режиму дуття ККП на спостережливість та керованість згідно критерія Калмана. Оскільки матриці спостережуваності та керованості мають ранг, що рівний кількості станів об'єкту, тобто критерій Калмана виконується, то система є спостережуваною та керованою, а, отже, може бути розроблений спостерігач стану та регулятор.
5. отриманий лінійно-квадратичний функціонал є опуклою функцією, тому має місце задача опуклого програмування. Лінійно-квадратичний функціонал заданий алгоритмічно, тому було застосовано метод оптимізації нульового порядку – Хука-Дживса.

РОЗДІЛ 4 ДОСЛІДЖЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ

4.1 Імітаційне моделювання комбінованої САР параметрами дуття ККП

Процедура імітаційного моделювання [80] комбінованої САР параметрами дуття ККП (рис. 4.1) виконувалась у середовищі Matlab Simulink. Було обрано алгоритм вирішення рівнянь ode23s (stiff/mod. Rosenbrock) зі зміною величиною кроку (variable-step). Абсолютна і відносна точність розрахунків – 0,001.

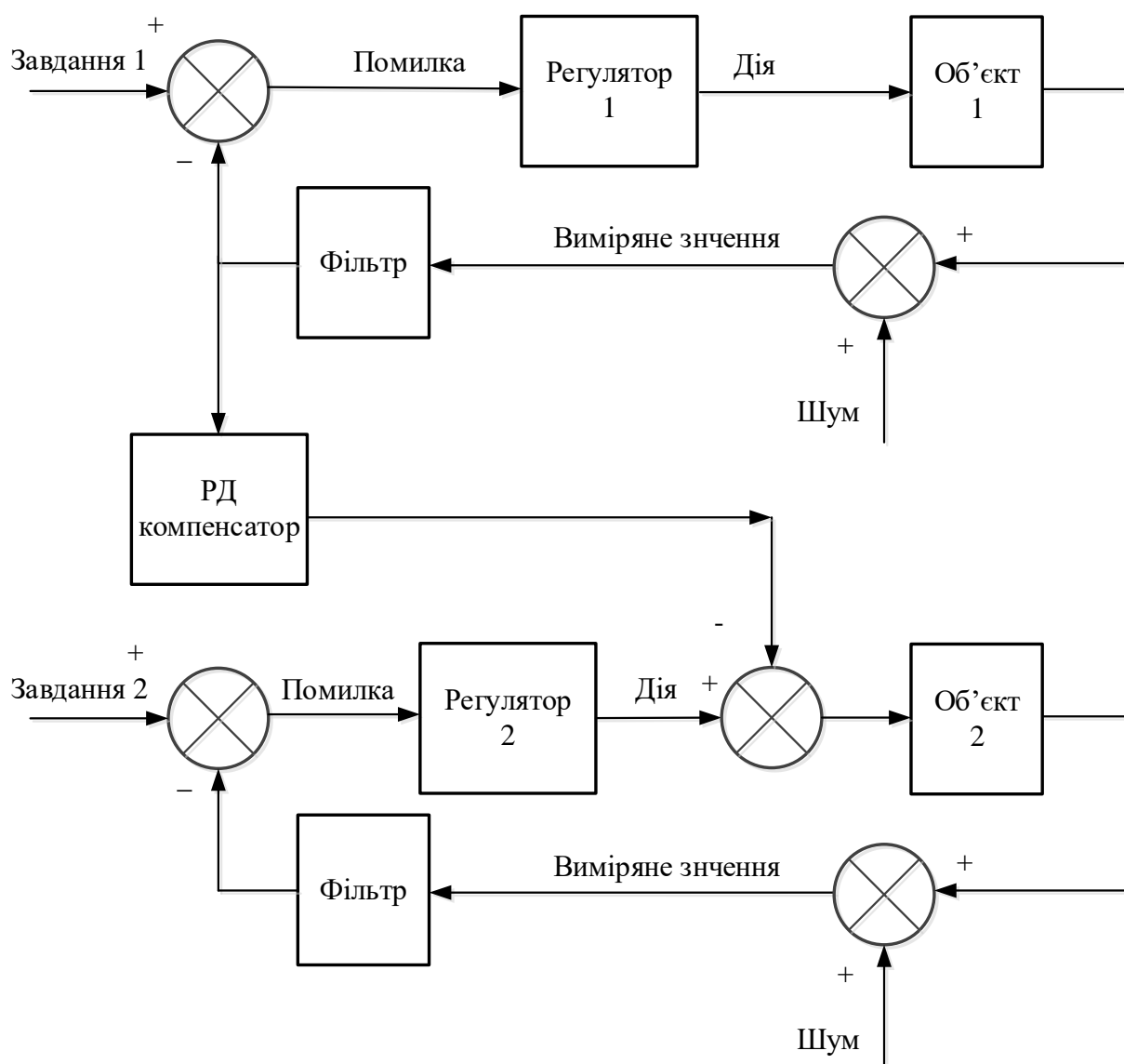


Рис. 4.1 Структурна схема комбінованої системи автоматичного регулювання

Модель комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу наведена на рис. 4.2.

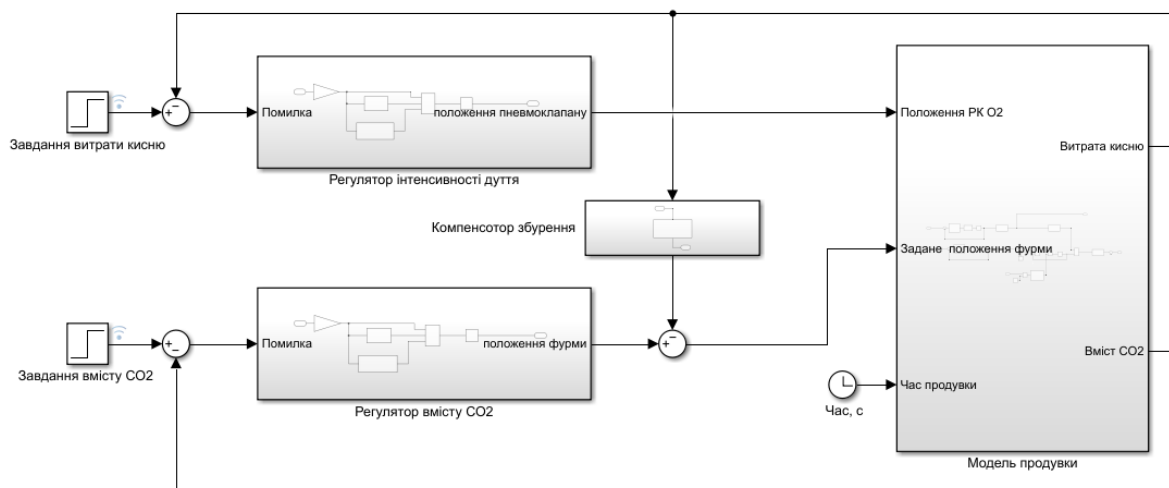


Рис. 4.2 Модель комбінованої системи регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу

Розрахунок параметрів налаштування ПД-регуляторів та компенсатора комбінованої системи керування виконаний у розділі 3, було обрано експрес метод Minimum ISE Zhuang and Atherton та РД-компенсатор. Виконаємо моделювання перехідних характеристик для описаних вище систем автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу. Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивністю дуття кисневого конвертера (рис. 4.3). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.1.

Завдання – вихід

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

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

$$t_{рег} = 4,35с$$

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

$$\sigma = \frac{y_{дин}}{y(\infty)} \cdot 100\% = \frac{0,025}{1} \cdot 100\% = 2,5\%$$

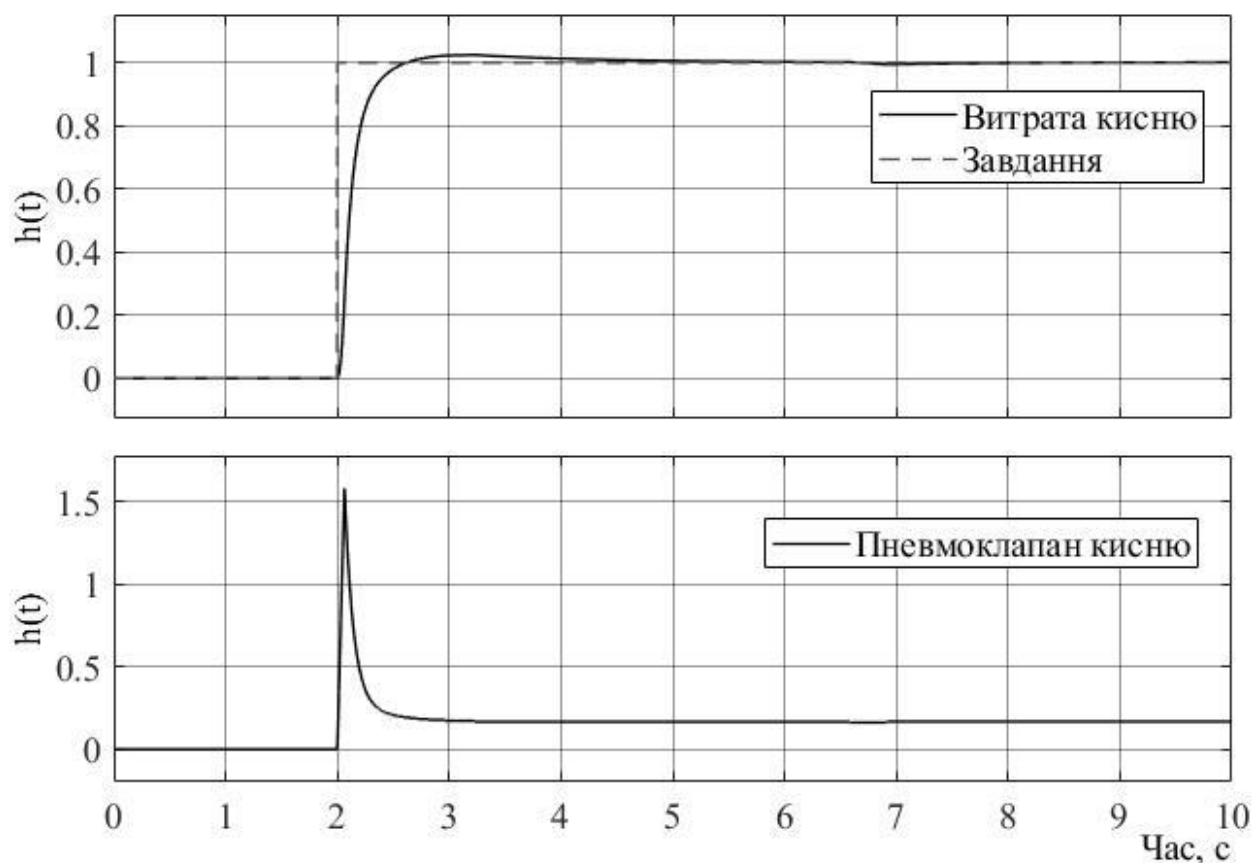


Рис. 4.3 Перехідний процес системи регулювання продувки киснем по каналу положення клапану подачі кисню-витрата кисню

Таблиця 4.1 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 зневуг्लецювання, введення сипучих і тд. Перехідні характеристики по каналу завдання-вихід (при моделюванні витрата кисню не змінювалась) та

збурення-вихід (вплив зміни завдання збоку системи регулювання витрати кисню) наведені на рис. 4.4 та 4.5 відповідно. Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.2.

Завдання – вихід

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

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

$$t_{рег} = 18,4с$$

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

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

Збурення – вихід

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

$$\Delta_{дин} = y_{дин} - y(\infty) = -0,805$$

$$t_{рег} = 51с$$

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

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

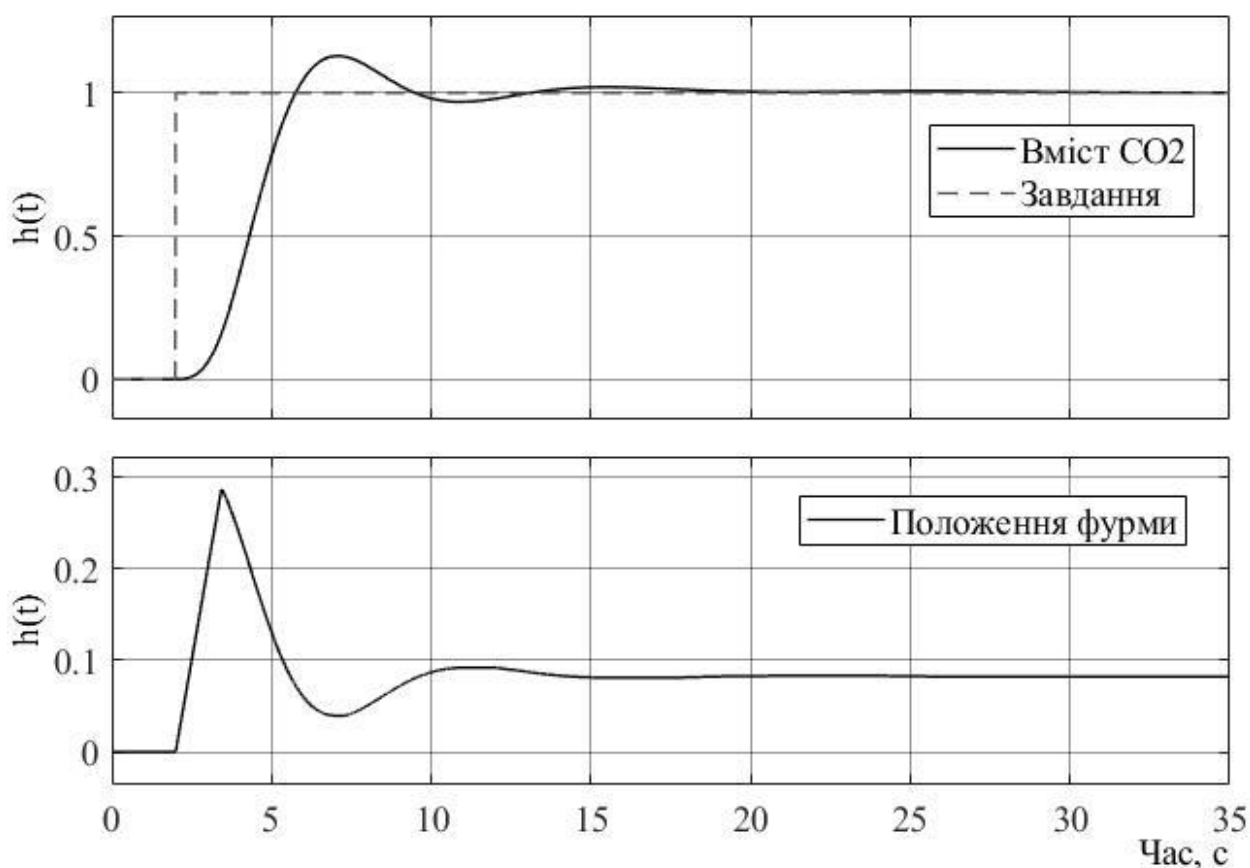


Рис. 4.4 Перехідний процес сисеми регулювання по каналу положення фурми-вміст CO₂ у димових газах

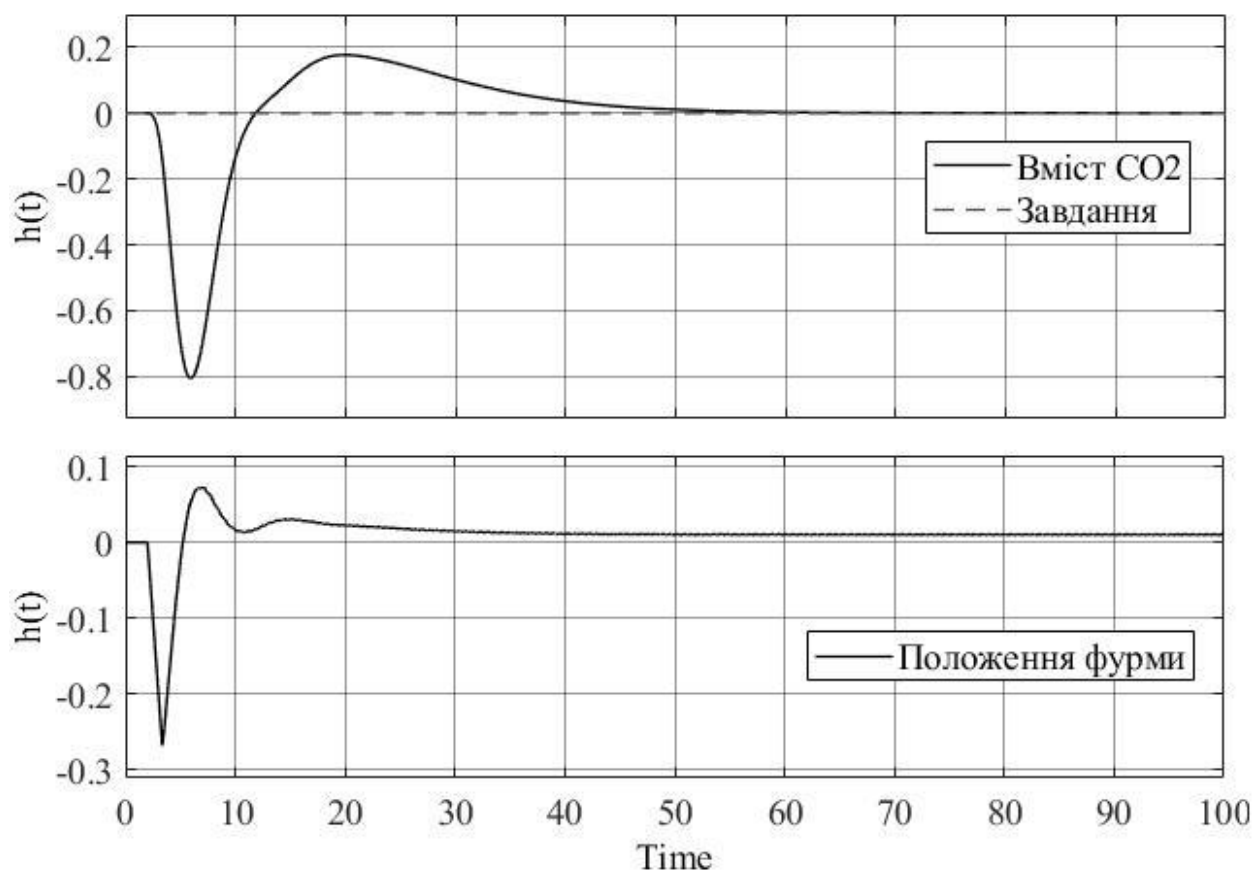


Рис. 4.5 Перехідний процес комбінованої системи регулювання з РД-компенсатором по каналу зміна завдання системи керування витрати кисню - вміст CO₂ у димових газах

Таблиця 4.2 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

Виконаємо моделювання перехідних процесів (рис. 4.6) режиму дуття тривалістю 20 хв для 160 тонного конвертера з комбінованою системою

автоматичного регулювання вмісту CO_2 у димових газах та витрати кисню для задачі програмного керування.

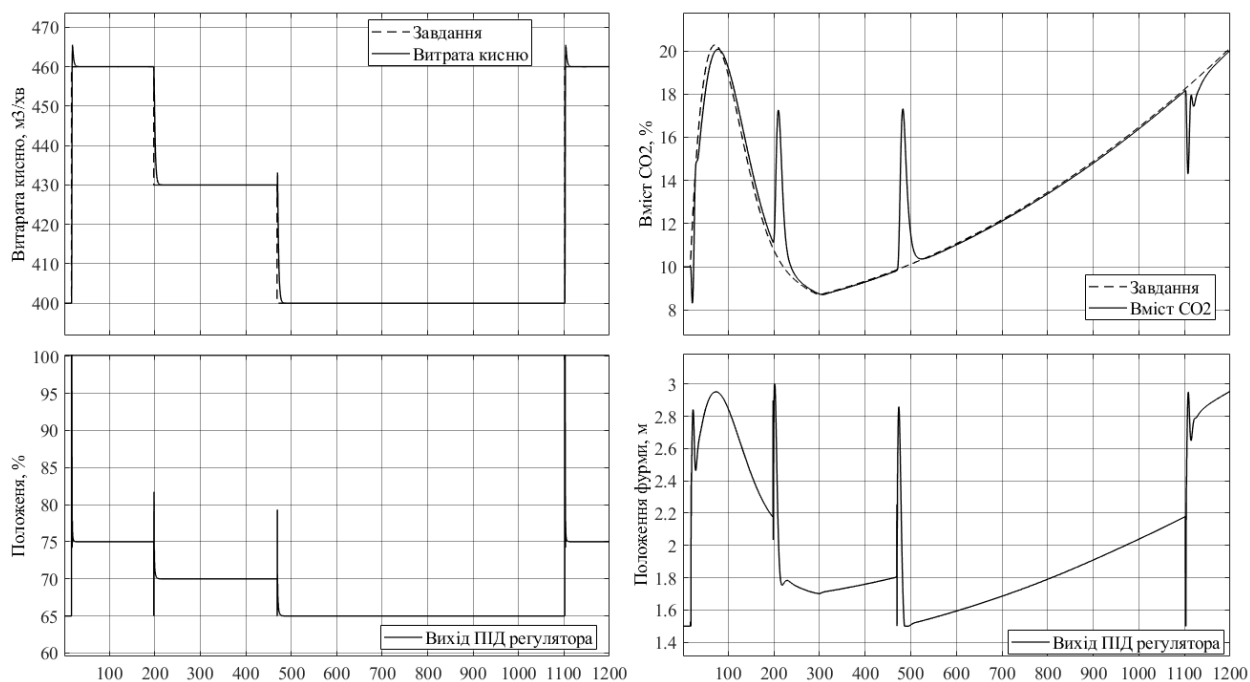


Рис. 4.6 Передні процеси комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки

Отримані перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з використанням комбінованої системи автоматичного регулювання забезпечили ISE для контуру витрати кисню – 9075 та вмісту CO_2 у конвертених газах – 1397; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертених газах склало 17,5%. Отримані показники якості роботи САР не задовільняють вимог поставлених до якості роботи системи, звідки впливає необхідність застосування удосконаленої системи автоматичного регулювання, а саме модельно-прогнозуючого керування.

4.2 Імітаційне моделювання МПК параметрами дуття ККП

Процедура імітаційного моделювання МПК параметрами дуття ККП (рис. 4.7) виконувалась у середовищі Matlab Simulink (модель процесу) та Soft PLC CODESYS V3.5 (МПП). У середовищі Matlab Simulink (рис. 4.8) 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 секунда (рис. 4.9). Комунікація між Matlab Simulink та CODESYS V3.5 виконується за допомогою протоколу OPC UA (код наведений у додатку 9).

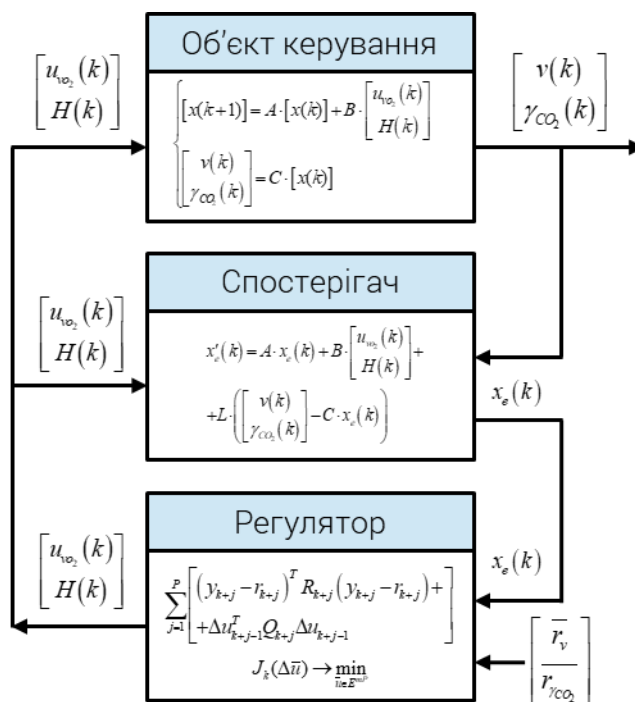


Рис. 4.7 Структурна схема систему автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу з використанням модельно-прогнозуючого регулятора

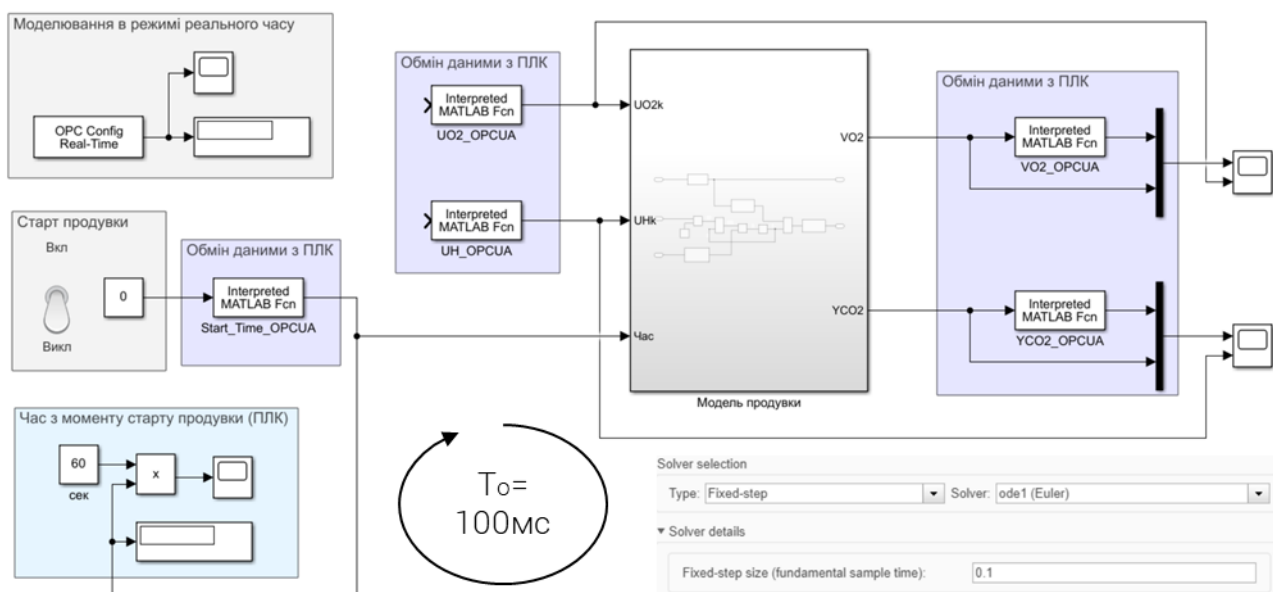


Рис. 4.8 Модель режиму дуття киснево-конвертерного процесу у середовищі Matlab Simulink

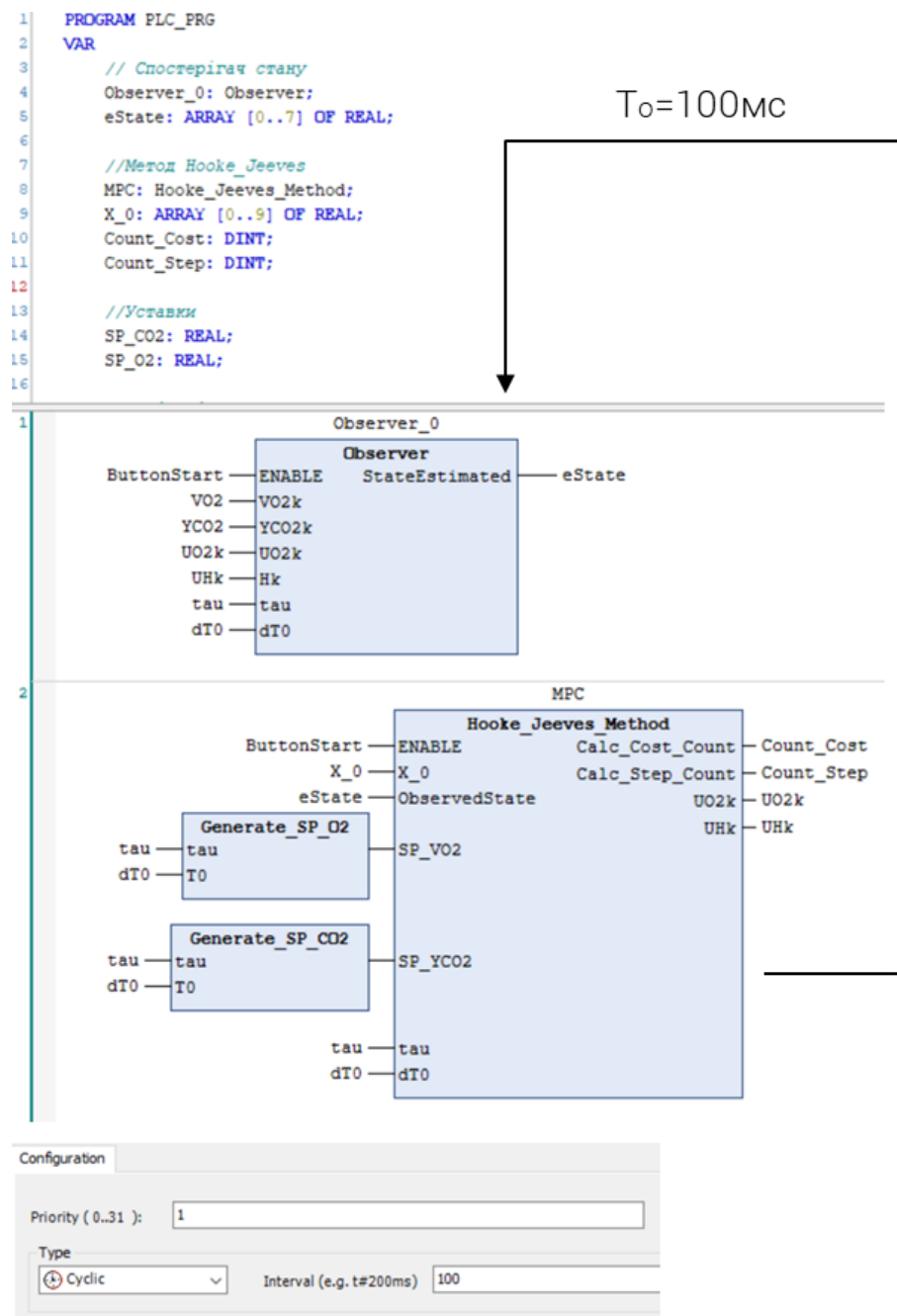


Рис. 4.9 Код модельно-прогнозуючого регулятора у середовищі програмування CODESYS V3.5

Виконаємо моделювання перехідних характеристик для описаних вище систем автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу. Для дослідження особливостей МПР розглянемо два випадки: зміна завдання визначена наперед та завдання відоме тільки у даний момент часу. Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивністю дуття кисневого конвертера з наперед визначеною зміною завдання (рис. 4.10). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.3.

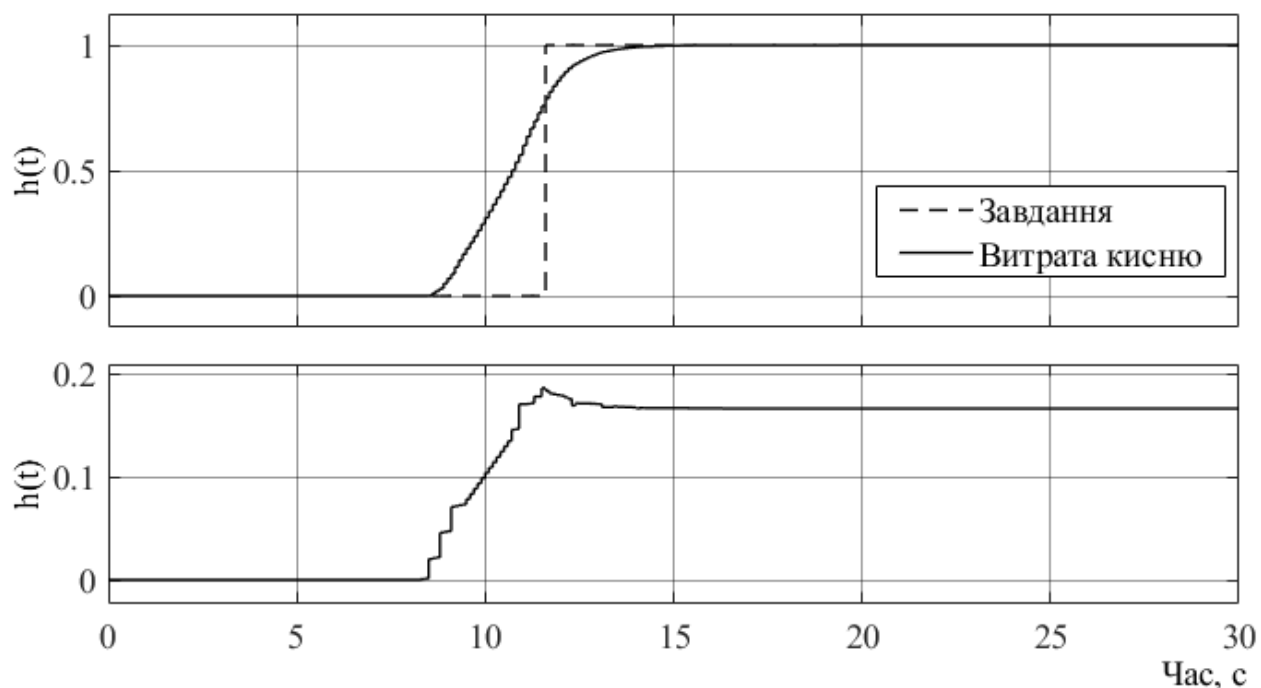


Рис. 4.10 Перехідна характеристика системи регулювання продувки киснем з наперед визначеною зміною завдання

Таблиця 4.3 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

Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивністю дуття кисневого конвертера, якщо завдання відоме тільки у даний момент часу (рис. 4.11). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.4.

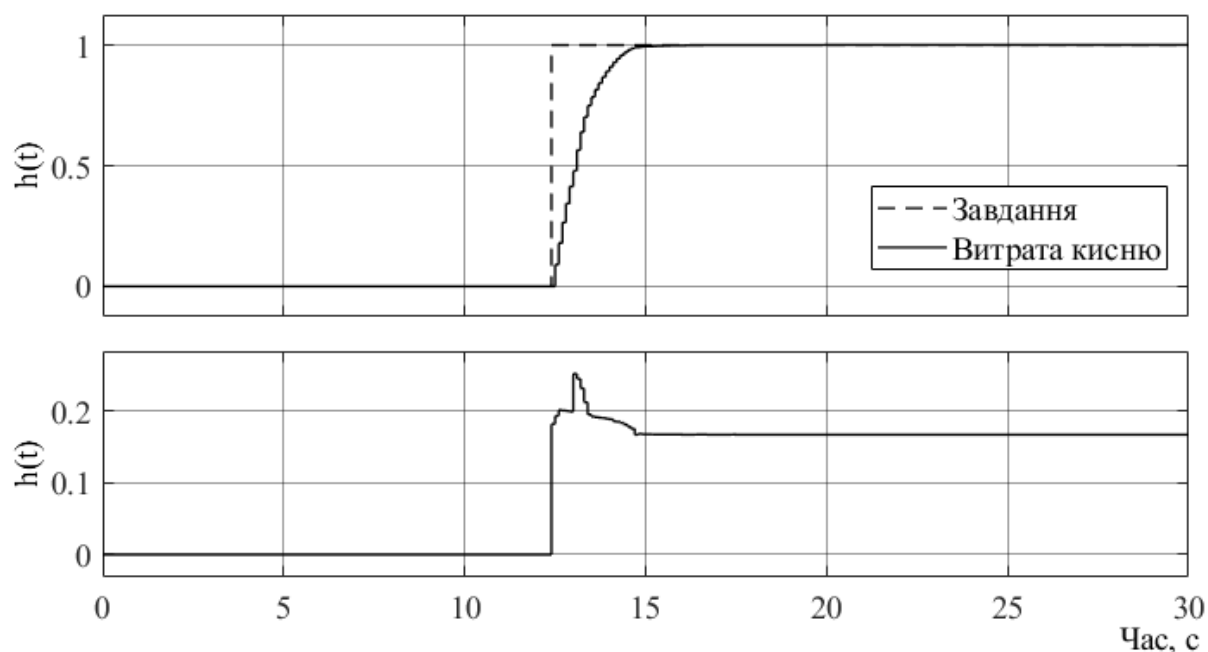


Рис. 4.11 Перехідна характеристика системи регулювання продувки киснем, якщо завдання відоме тільки у даний момент часу

Таблиця 4.4 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

Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання інтенсивністю дуття кисневого конвертера по каналу збурення збоку регулюючого органу – витрата кисню (рис. 4.12). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.5.

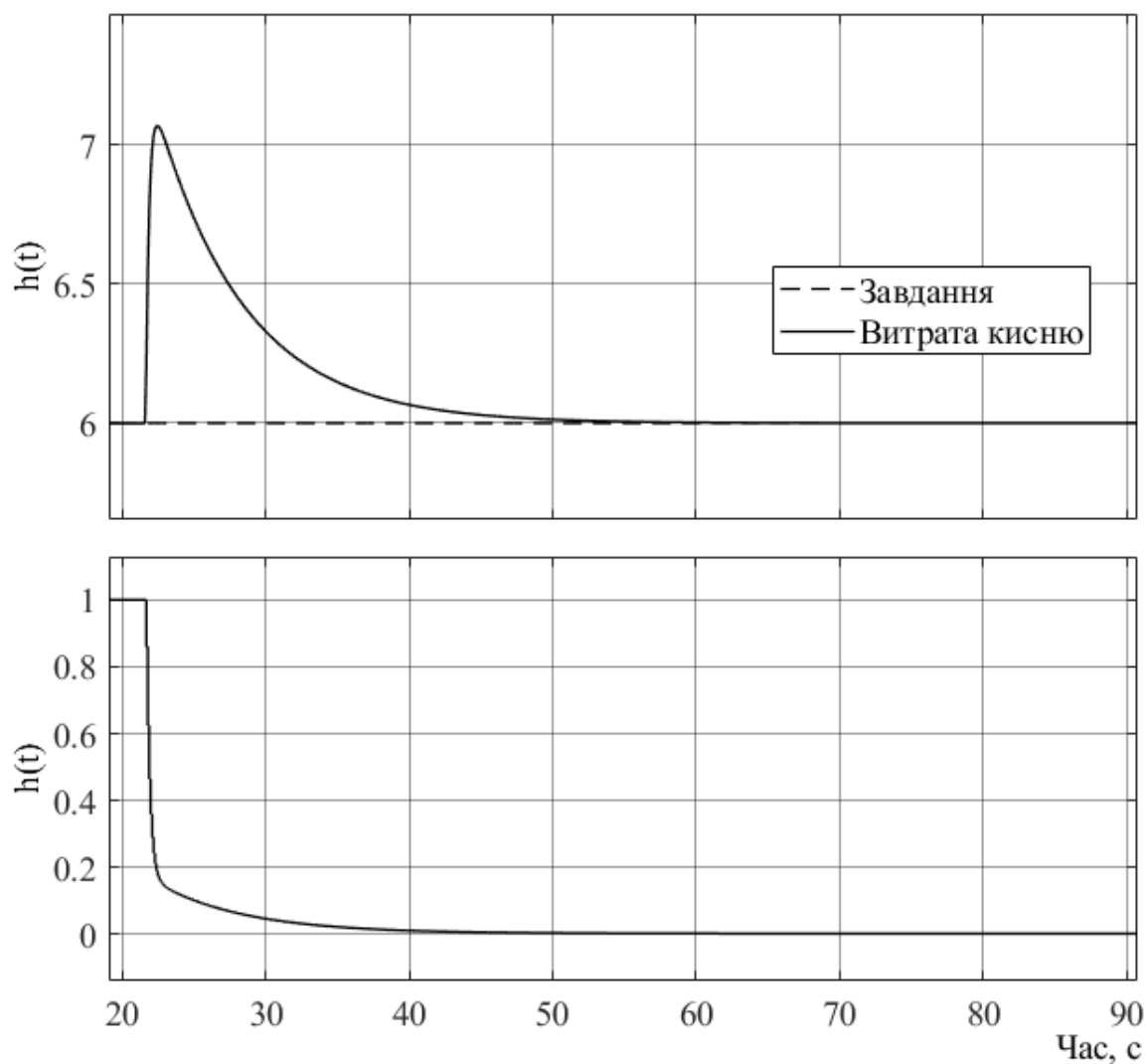


Рис. 4.12 Перехідна характеристика системи регулювання продукції киснем по каналу збурення збоку регулюючого органу – витрата кисню

Таблиця 4.5 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. 4.13. Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.6.

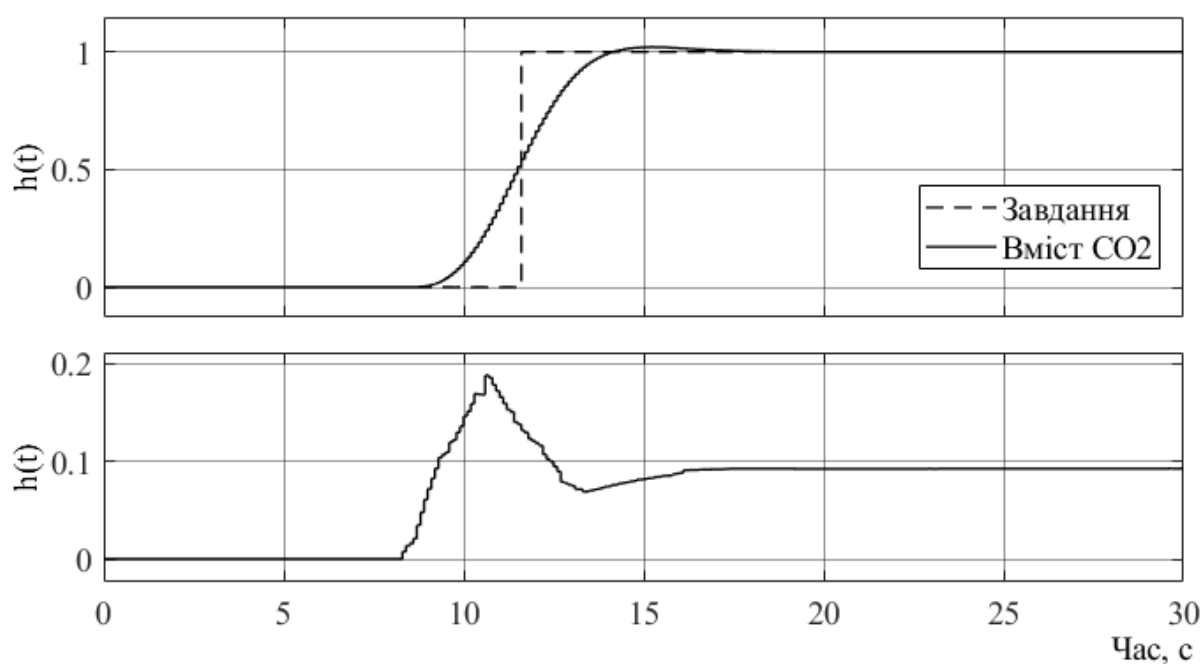


Рис. 4.13 Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO_2 у димових газах з наперед визначеною зміною завдання

Таблиця 4.6 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. 3.25). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 3.7.

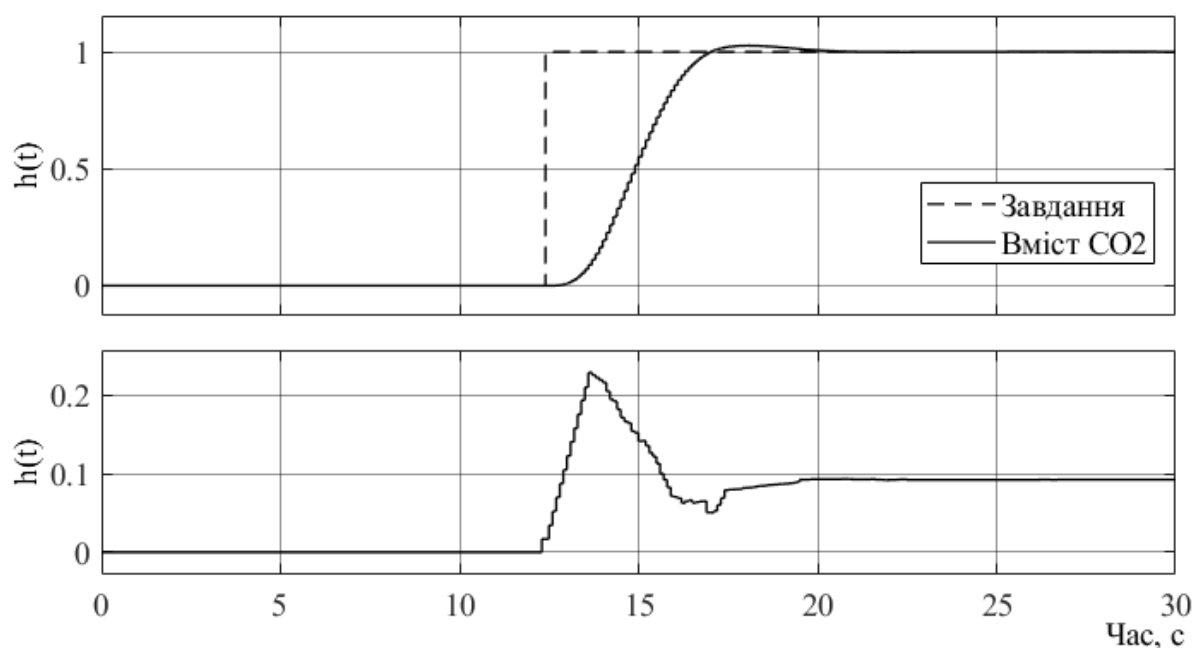


Рис. 4.14 Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO_2 , якщо завдання відоме тільки у даний момент часу

Таблиця 4.7 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%.

Розглянемо перехідну характеристику системи регулювання вмісту CO_2 дуття кисневого конвертера при наявності збурення – системи керування інтенсивністю дуття (рис. 4.15). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 4.8.

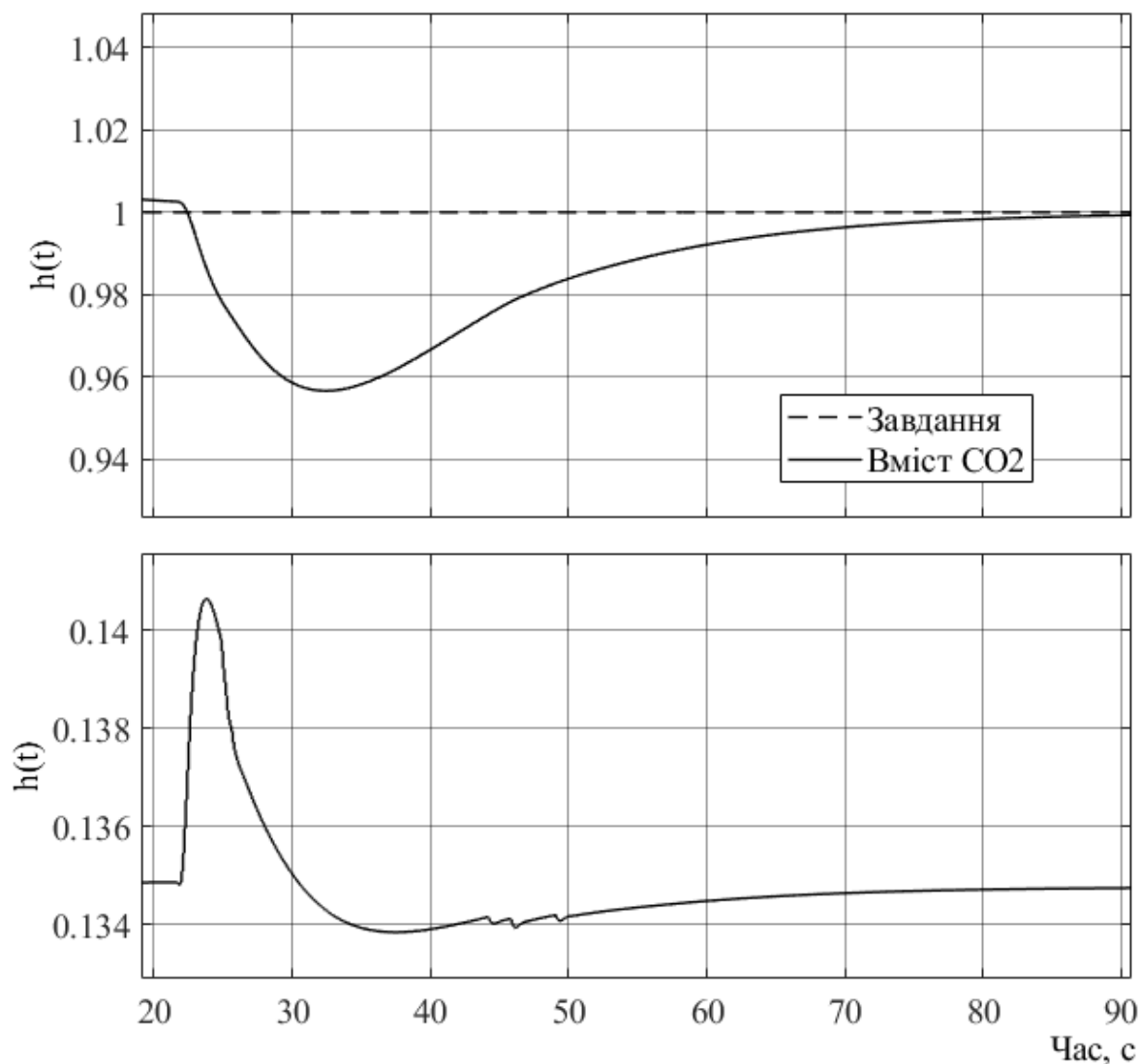


Рис. 4.15 Перехідна характеристика системи регулювання вмісту CO_2 при наявності збурення – системи керування інтенсивністю дуття

Виконаємо моделювання перехідних процесів (рис. 4.16) режиму дуття тривалістю 20 хв для 160-тонного конвертера з модельно-прогнозуючим регулюванням вмісту CO_2 у димових газах та витрати кисню для задачі програмного керування та порівняємо МПК з комбінованою системою регулювання (рис. 4.17).

Таблиця 4.8 Показники якості САР вмісту CO_2

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

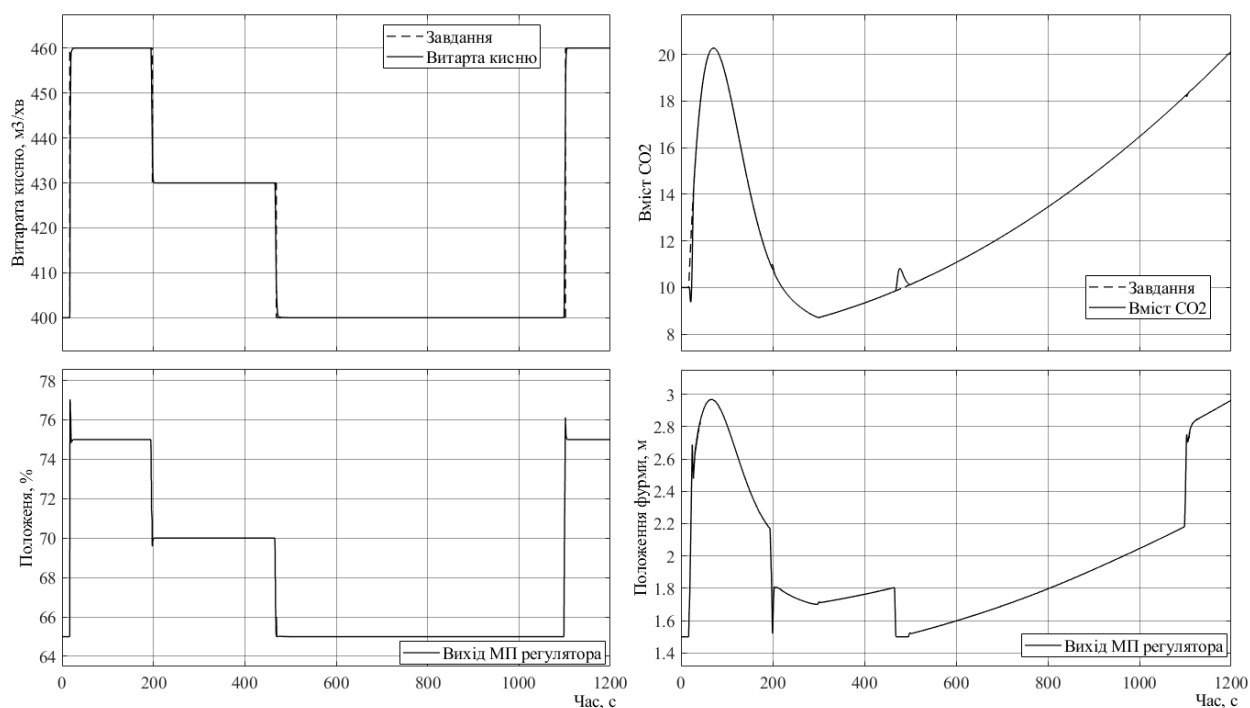


Рис. 4.16 Передні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з використанням модельно-прогнозуючого регулятора

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 CO_2 у конвертених газах – 43; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертених газах склало 0,95%.

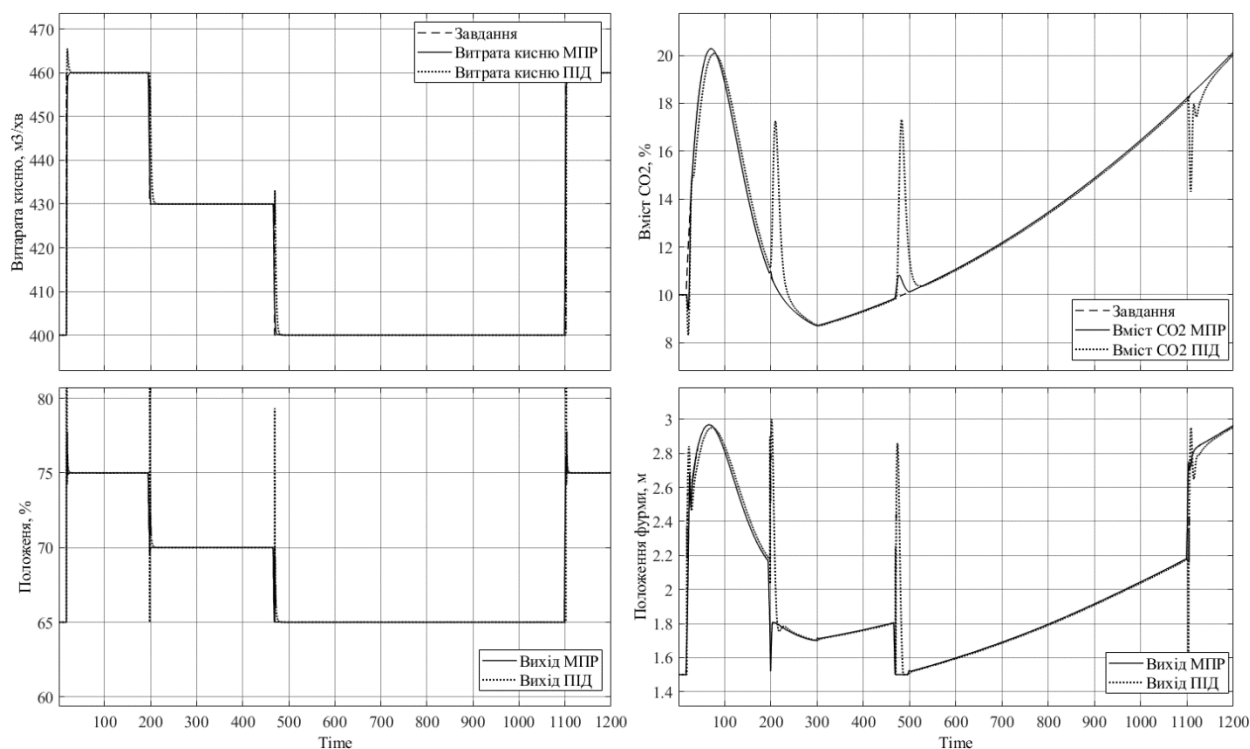


Рис. 4.17 Передні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки

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 конвертених газах у $1397/43=32,5$ раз; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертених газах було знижено на $17,5\% - 0,95\% = 16,55\%$ у порівнянні з комбінованою системою регулювання з ПД-регуляторами описаній у розділі 3.2. Отримані показники якості роботи САР задовільняють вимог поставлених до якості роботи системи, звідки впливає доцільність застосування удосконаленої системи автоматичного регулювання з використанням модельно-прогнозуючого керування.

4.3 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 (4.1), який обчислюється за наступною формулою:

$$\delta = \frac{\frac{|X - X_{opt}|}{X_{opt}}}{\frac{|Y - Y_{opt}|}{Y_{opt}}}, \quad (4.1)$$

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. 4.18).

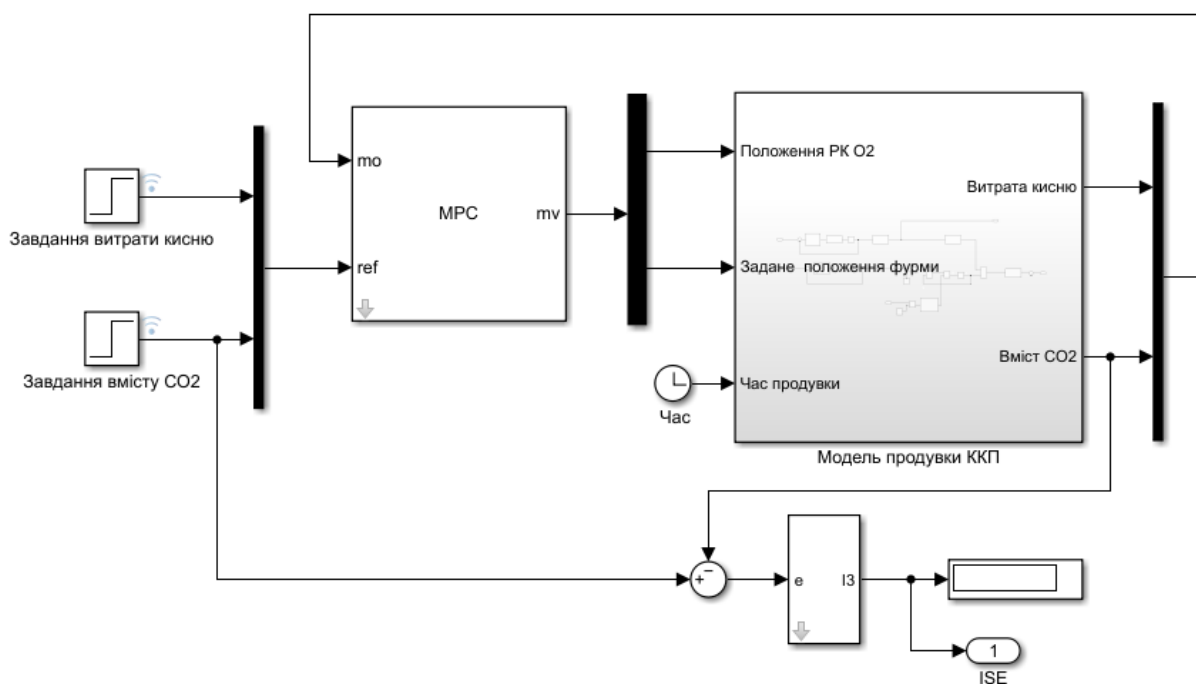


Рис. 4.18 Модель МПК режиму дуття ККП

Для визначення відносного показника чутливості було написано Matlab-функцію, у якій відбувається моделювання (функція `sim`) даної моделі (рис. 4.18). Третій аргумент результату виконання `sim('BOF_MPC_System.mdl')`

масив значень виходу (ISE) від часу моделювання. Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 4.19) при зміні коефіцієнт передачі по каналу швидкість зневуглицювання – 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
```

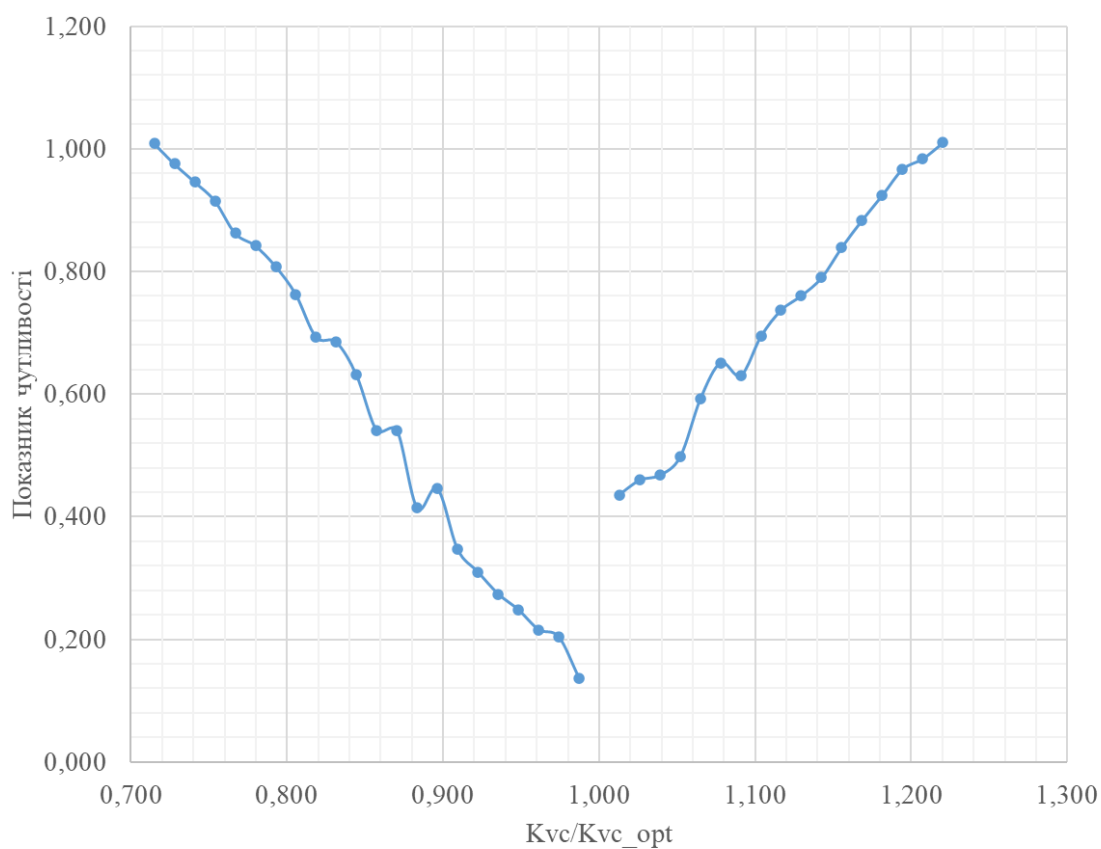


Рис. 4.19 Залежність зміни відносного показника чутливості від зміни коефіцієнт передачі

Отриманий діапазон зміни: $K_{vc} = -2.25; K_{vc} = \text{var}; T_{vc} = \text{const}; \Rightarrow K_{vc} = [1.62 \dots 2.75]$.

Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 4.20) при зміні сталої часу процесу зміни ступеню окиснення вуглецю до CO_2 в залежності від швидкості зневуглецювання.

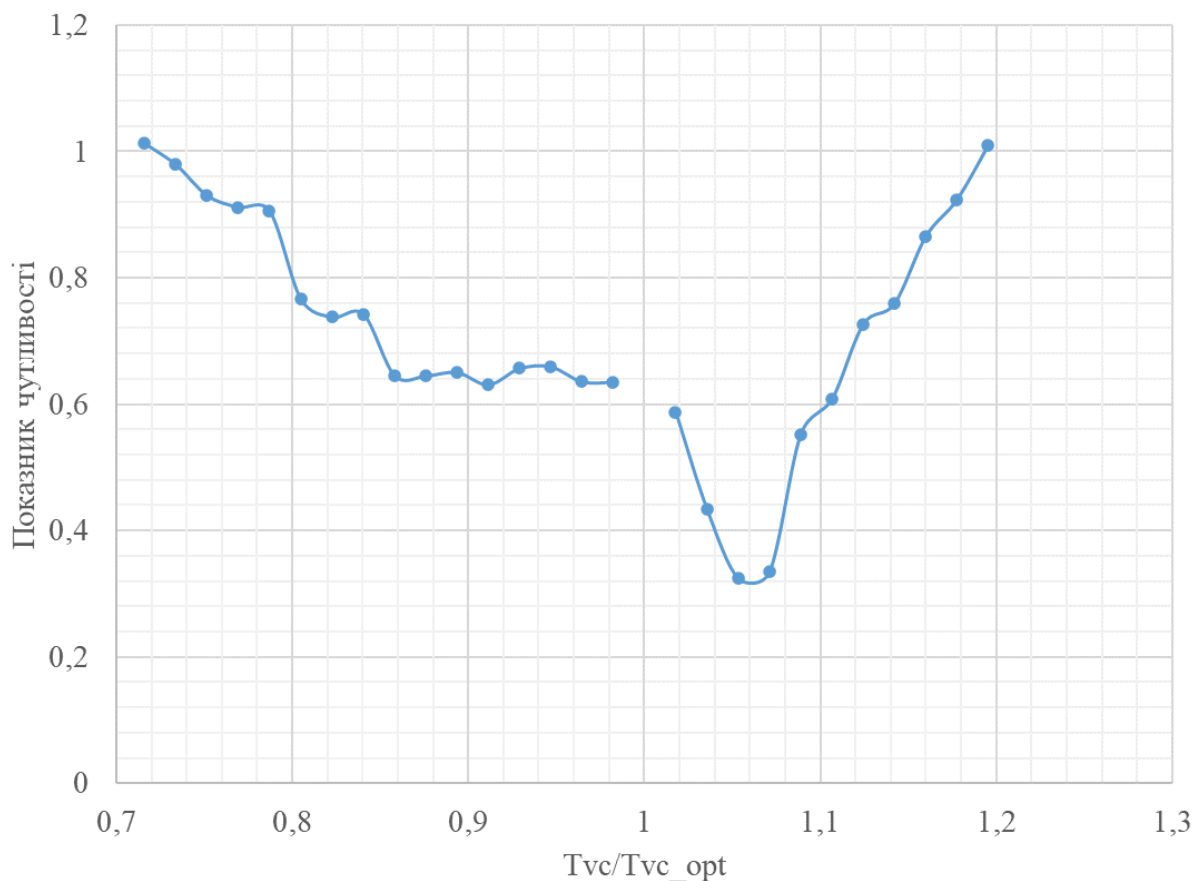


Рис. 4.20 Залежність відносного показника чутливості від зміни T_{vc}

Отриманий діапазон зміни: $T_{vc} = 2,15; K_{vc} = \text{const}; T_{vc} = \text{var}; \Rightarrow T_{vc} = [1,55 \dots 2,58]$.

Визначимо зміну відносного показника чутливості (рис. 4.21, 4.22) при одночасній зміні коефіцієнту передачі та сталої часу процесу зміни ступеню окиснення вуглецю до CO_2 в залежності від швидкості зневуглецювання.

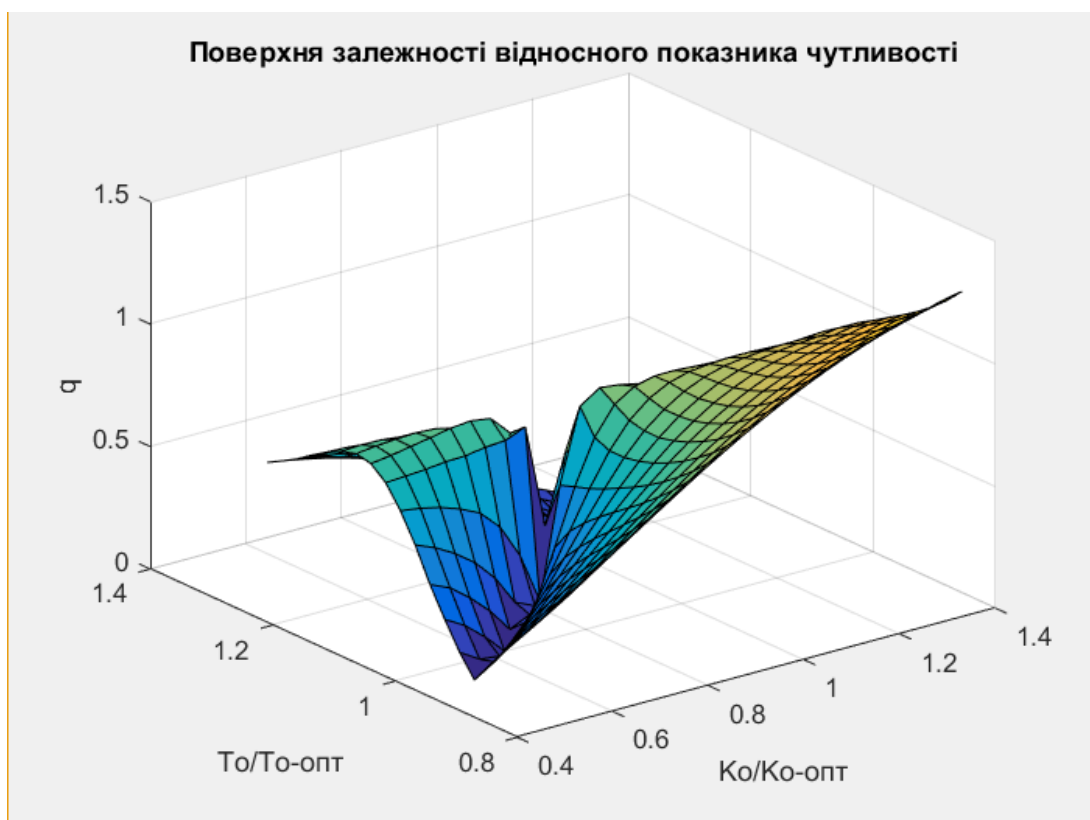


Рис. 4.21 Поверхня залежності відносного показника чутливості від одночасної зміни коефіцієнту передачі та сталої часу

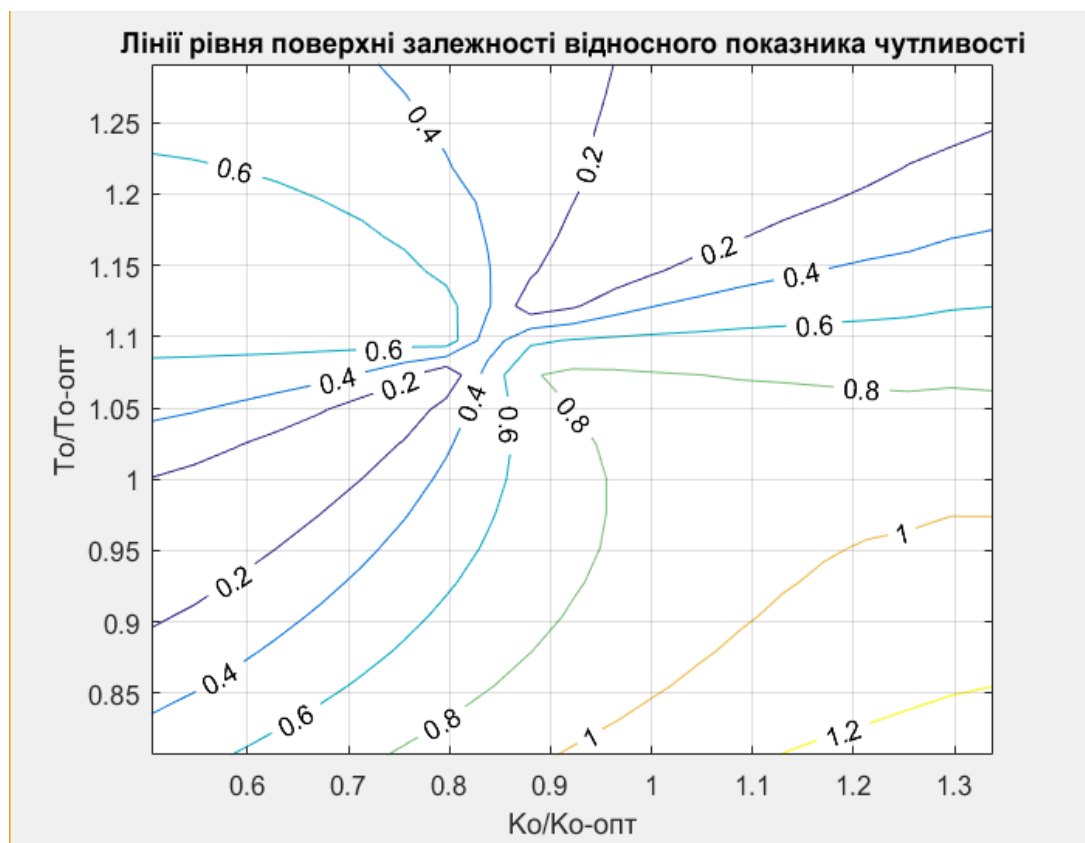


Рис. 4.22 Лінії рівня поверхні залежності відносного показника чутливості

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:

$$1. K_{vc} = -2.25; K_{vc} = \text{var}; T_{vc} = \text{const}; \Rightarrow K_{vc} = [1.62...2.75] \text{ (рис. 4.19);}$$

$$2. T_{vc} = 2,15; K_{vc} = \text{const}; T_{vc} = \text{var}; \Rightarrow T_{vc} = [1,55...2,58]. \text{ (рис. 4.20).}$$

Також було досліджено зміну відносного коефіцієнта чутливості при одночасній зміні K_{vc}, T_{vc} (рис. 4.21, 4.22). В результаті дослідження було виявлено, що при одночасному збільшенню K_{vc} та зменшені T_{vc} відносний показник чутливості стрімко зростає.

Висновки до розділу

Було виконано імітаційне моделювання перехідних процесів для описаних вище систем автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу і виконано порівняння МПК та комбінованої САР:

1. проаналізовано перехідні процеси комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки. Комбінована САР забезпечила ISE для контуру витрати кисню – 9075 та вмісту CO₂ у конвертерних газах – 1397; максимальне динамічне відхилення вмісту CO₂ у конвертерних газах склало 17,5%. Отримані показники якості роботи комбінованої САР не задовольняють вимог поставлених до якості роботи системи, звідки впливає необхідність застосування удосконаленої системи автоматичного регулювання, а саме модельно-прогнозуючого керування;
2. розглянуто реалізацію програмно-апаратної системи керування з використанням модельно-прогнозуючого регулятора на базі програмованого логічного контролера. Для реалізації модельно-прогнозуючого регулятора було обрано середовище розробки програмного забезпечення систем автоматизації CODESYS V3.5, що

стандартизоване згідно міжнародного стандарту ІЕС 61131-3. Запрограмовано функціональний блок прогнозуючої моделі, спостерігача стану об'єкту, лінійно-квадратичний функціонал та реалізований метод оптимізації Хука-Дживса на мові програмування ПЛК ST та FBD. Процедура імітаційного моделювання виконувалась у режимі реального часу в середовищі Matlab Simulink та SoftPLC CODESYS V3.5. Комунікація між Matlab Simulink та CODESYS V3.5 виконується за допомогою протоколу OPC UA;

3. розглянуто перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки з використанням модельно-прогнозуючого регулятора. Отримано 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 модельно-прогнозуючого регулятора дозволило покращити якість регулювання для контуру витрати кисню у 1,63 рази та для контуру регулювання вмісту CO_2 у конвертерних газах у 32,5 раз; максимальне динамічне відхилення вмісту CO_2 у конвертерних газах було знижено на 16,55% у порівнянні з комбінованою системою регулювання;
4. Досліджено чутливість системи МПК параметрами режиму дуття киснево-конверторного процесу. Чутливість визначалась за ISE показником якості функціонування. Отримано діапазони зміни параметрів об'єктів: $K_{vc} = [1.62...2.75]$ та $T_{vc} = [1.55...2.58]$ при якому відносний коефіцієнт чутливості не перевищує одиниці. Також було досліджено зміну відносного коефіцієнта чутливості при одночасній зміні K_{vc} та T_{vc} (рис. 4.21, 4.22). Встановлено, що при одночасному збільшенню K_{vc} та зменшенні T_{vc} відносний показник чутливості починає стрімко зростати.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі вирішена важлива наукова і технічна задача – зниження собівартості киснево-конвертерної сталі, що є наслідком підвищення частки металобрухту за рахунок підвищення ступеня допалювання CO до CO₂ в порожнині конвертера, шляхом оптимального керування параметрами дуттьового режиму з використанням модельно-прогнозуючого керування.

1. 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 CO у порожнині конвертера є регулювання відстані фурми над рівнем спокійної ванни. Проаналізовано вплив розміщення фурми над рівнем спокійної ванни та інтенсивності дуття на режим продування ККП, що дозволило якісно синтезувати САР. Регулюючи відстань, можна забезпечити енергоефективне засвоєння тепла, що виділяється в конвертері від окиснення CO до CO₂.
2. Встановлено, що зміна ступеня окиснення вуглецю до CO₂ у порожнині конвертера залежить від зміни швидкості знеуглецювання яка, в свою чергу, залежать від відстані фурми до рівня 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 CO до CO₂ в порожнині конвертера.

3. До досліджуваного процесу дуття ККП застосовано типову систему регулювання інтенсивністю дуття та комбіновану систему регулювання ступеня окиснення CO до CO₂ 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.
4. Синтезовано модельно-прогнозуючий регулятор дуттьового режиму 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-прогнозуючий регулятор забезпечив ISE для контуру витрати кисню – 5577 та вмісту CO₂ у конвертерних газах – 43; максимальне динамічне відхилення вмісту CO₂ у конвертерних газах склало 0,95%. Застосування модельно-прогнозуючого регулятора дозволило покращити якість регулювання для контуру витрати кисню у 1,63 рази та для контуру регулювання вмісту CO₂ у конвертерних газах у 32,5 разів; максимальне динамічне відхилення вмісту CO₂ у конвертерних газах було знижено на 16,55% у порівнянні з комбінованою системою регулювання.
5. Виконано реалізацію програмно-апаратної системи керування з використанням модельно-прогнозуючого регулятора на базі програмованого логічного контролера. Показано, що запропоноване МПК можна реалізувати в на типових програмно-технічних засобах автоматизації на прикладі SoftPLC CODESYS V3.5.
6. 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 та пневмоклапану витрати кисню, що дозволить збільшити частку брукту у шихті на 2.7% і, як наслідок, може призвести до зниження собівартості киснево-конвертерної сталі.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Basson E. Steel Statistical Yearbook 2020 concise version. Brussels, Belgium: Word Steel Association, 2020. 46 p. URL: <https://worldsteel.org/wp-content/uploads/Steel-Statistical-Yearbook-2020-concise-version.pdf?x25904>.
2. Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні аспекти розробки програмного забезпечення: Збірник наукових праць III науково-практичної дистанційної конференції молодих вчених і фахівців з розробки програмного забезпечення, 15 квітня 2016 р. Черкаси: видавець Чабаненко Ю. А., 2016. С. 90.
3. Підсумки роботи ГМК України за 7 місяців 2021 р. URL: <https://www.ukrmetprom.org/pidsumki-roboti-gmk-ukraini-za-7-misyaci-2/>. (дата звернення: 15.05.2022).
4. Ціни на сталеливарну сировину продовжують зниження. URL: <https://www.expert.kiev.ua/tsini-na-stalelivarnu-sirovinu-prodovzhuyut-znizhennya/>. (дата звернення: 15.05.2022).
5. Богушевский В. С., Сухенко В. Ю., Василенко Б. В. Управление конвертерною плавкою в режимі енергозберігаючої технології. Енергоресурсозбереження в металургійній промисловості. 2016. С. 70–71.
6. Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Модельно-прогнозуючий регулятор дуттєвого режиму киснево-конвертерного процесу. Вісник Національного технічного університету «ХПІ». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. 2021. № 4 (10). С. 61–66. URL: <https://doi.org/10.20998/2413-4295.2021.04.08>.
7. Stepanets O., Mariash Y. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. Informatyka, Automatyka, Pomiary w Gospodarce i Ochronie Środowiska. 2020. Vol. 10, no. 2. P. 70–74. URL: <https://doi.org/10.35784/iapgos.931>.

8. 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. URL: <https://doi.org/10.31713/mcit.2021.30>.
9. Stepanets O. V., Mariiash Y. I. MODEL PREDICTIVE CONTROL TOOLBOX DESIGN FOR NONSTATIONARY PROCESS. KPI Science News. 2021. No. 1. URL: <https://doi.org/10.20535/kpispn.2021.1.217992>.
10. Mariiash Y., Stepanets O. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. Modeling, Control and Information Technologies. 2019. No. 3. P. 124–126. URL: <https://doi.org/10.31713/mcit.2019.33>.
11. Металургійна кухня. Метінвест. URL: <http://metinvest.tilda.ws/steelmaking>. (дата звернення: 15.05.2022).
12. 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. URL: <https://doi.org/10.32983/2222-0712-2019-2-39-44>.
13. Маріяш Ю. І. Застосування модельно-прогнозуючого керування в киснево-конвертерній плавці. Актуальні питання механічної та електричної інженерії, транспортних технологій, електроніки, автоматизації та ІТ / chair О. В. Степанець. 2021. URL: <https://doi.org/10.36074/mcnd-05.03.2021.engineering.03>.
14. АСУ ТП конвертерного виробництва та спеціальної електromеталургії / В.С. Богушевский та ін. НПК «Київський інститут автоматики», 1997. 288 с.;
15. Основи металургійного виробництва металів і сплавів: Підручник / Д.Ф. Чернега та ін. К.: Вища школа, 2006. 503 с.
16. В.С. Богушевский, Н.А. Рюмшин, Н.А. Сорокин Основи математичного опису технологічних процесів конвертерного виробництва сталі. НПК «Київський інститут автоматики», 1992. – 167 с.

17. В.С. Богушевський, В.Ю. Сухенко Система прийняття рішень у керуванні режимом дуття конвертерної плавки. Системні дослідження та інформаційні технології, 2013. 80с.
18. В.С. Богушевський, Н.А. Рюмшин, Н.А. Сорокин АСУ ТП виробництва сталі в конвертерах: НПО «Промавтоматика», 1991. 177 с.
19. Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XIV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 18 21 кв. 2016р. : мат.конф. — К.: КПІ, 2016. Т.2. С. 22.
20. Математична модель АСУ конвертерної плавки/ В.С. Богушевський, Ю.В. Оробцев, Н.А. Рюмшин, Н.А. Сорокин: НПК «Київський інститут автоматики», 1996. – 210 с.
21. Глинов Г. М., Маковский В. А. АСУ ТП в чорній металургії. М.: Металлургия, 1999. 312с.
22. 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.
23. Metallurgical Data Science for Steel Industry: A Case Study on Basic Oxygen Furnace / B. Nenchev et al. steel research international. 2022. URL: <https://doi.org/10.1002/srin.202100813>.
24. 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. URL: <https://doi.org/10.1155/2015/483674>.
25. Bogushevskiy V., Sharbatian M., Sukhenko V. System for the BOF Process Control–The advanced Science open access Journal, 2013. 27с.
26. В. С. Богушевський, К. М. Зубова Модель управління конвертерною плавкою на основі нечіткої логіки. Матеріали XX міжнародної

конференції з автоматичного управління Автоматика-2013, Миколаїв, 27 вересня 2013 р. С. 152.

27. Contribution of CO₂ Emissions from Basic Oxygen Steelmaking Process / N. Madhavan et al. *Metals*. 2022. Vol. 12, no. 5. P. 797. URL: <https://doi.org/10.3390/met12050797>.
28. Snigdha G., Bharath B. N., Viswanathan N. N. BOF process dynamics. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy*. 2018. Vol. 128, no. 1-2. P. 17–33. URL: <https://doi.org/10.1080/25726641.2018.1544331>.
29. Охотський В. Б. Використання багатоканальних фурм у сталеплавильних процесах. Конвертер. Металургійна та гірничорудна промисловість. 2011. №2. С. 28 – 29.
30. Model Predictive Control in Industry: Challenges and Opportunities / M. G. Forbes et al. *IFAC-PapersOnLine*. 2015. Vol. 48, no. 8. P. 531–538. URL: <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2015.09.022>.
31. C.R. Cutler and B.L. Ramaker Dynamic matrix control - A computer control algorithm. in *Proc. Joint Automatic Control Conf.*, Houston, TX, 1980.
32. Model predictive heuristic control / J. Richalet et al. *Automatica*. 1978. Vol. 14, no. 5. P. 413–428. URL: [https://doi.org/10.1016/0005-1098\(78\)90001-8](https://doi.org/10.1016/0005-1098(78)90001-8).
33. 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. URL: [https://doi.org/10.1016/s0967-0661\(02\)00186-7](https://doi.org/10.1016/s0967-0661(02)00186-7).
34. Morato M. M., Normey-Rico J. E., Senname O. Model predictive control design for linear parameter varying systems: A survey. *Annual Reviews in Control*. 2020. Vol. 49. P. 64. URL: <https://doi.org/10.1016/j.arcontrol.2020.04.016>.
35. A multi-layer architecture for distributed data acquisition / M. Bertocco et al. *IMTC/2002. 19th IEEE Instrumentation and Measurement Technology Conference*, Anchorage, AK, USA. URL: <https://doi.org/10.1109/imtc.2002.1007138>.

36. Dubljevic S., Humaloja J.-P. Model predictive control for regular linear systems. *Automatica*. 2020. Vol. 119. P. 109066. URL: <https://doi.org/10.1016/j.automatica.2020.109066>.
37. F. D. Palma and L. Magni A multi-model structure for model predictive control. *Ann. Rev. Control*, vol. 28, no. 1, pp. 47–52, 2004. URL: <https://doi.org/10.1016/j.arcontrol.2004.01.004>.
38. Tatjewski P., Ławryńczuk M. Algorithms with state estimation in linear and nonlinear model predictive control. *Computers & Chemical Engineering*. 2020. Vol. 143. P. 107065. URL: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.107065>.
39. Cooperative distributed model predictive control based on topological hierarchy decomposition / M. Chen et al. *Control Engineering Practice*. 2020. Vol. 103. P. 104578. URL: <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2020.104578>.
40. Fuzzy model predictive control for small-scale biomass combustion furnaces / L. Böhler et al. *Applied Energy*. 2020. Vol. 276. P. 115339. URL: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115339>.
41. 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. URL: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.124124>.
42. An industrially relevant formulation of a distributed model predictive control algorithm based on minimal process information / A. Maxim et al. *Journal of Process Control*. 2018. Vol. 68. P. 240–253. URL: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2018.06.004>.
43. Learning-Based Model Predictive Control: Toward Safe Learning in Control / L. Hewing et al. *Annual Review of Control, Robotics, and Autonomous Systems*. 2020. Vol. 3, no. 1. P. 269–296. URL: <https://doi.org/10.1146/annurev-control-090419-075625>.

- 44.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.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 14-15.
- 45.Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Енергозберігаюче керування продувкою кисневого конвертера з використанням МРС-підходу. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVII міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 23 26 кв. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. Т.2. С. 9.
- 46.Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Ключовий показник ефективності роботи кисневого конвертера як критерій якості роботи системи керування. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: XVIII міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 29 кв. 2020р.: мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 7.
47. Богушевський В. С., Зубова К. М., Жук В. С. Параметри відпрацьованого газу як індикатори масо- та теплообмінних процесів у ванні конвертера. Метал і лиття України. 2012. № 7. С. 16 – 19.
48. Богушевський В. С., Зубова К. М., Сухенко В. Ю. Пат. 71152 Україна, МПК (2006.01) C21C 5/46. Спосіб керування режиму дуття у кисневому конвертері. заявник і патентовласник НТУУ «КПІ». № u2011 13267; заявл. 10.11.11; опубл. 10.07.12, Бюл. № 13.
49. Богушевський В. С., Зубова К. М., Сухенко В. Ю. Хвильоутворення у ванні конвертера як джерело акустичних коливань вихідних параметрів. Металургійна та гірничорудна промисловість. 2012. №7. С. 66 – 71.
50. Климовицкий М.Д., Копелович М.Д. Автоматичний контроль та регулювання у чорній металургії. «Металургія», 1967. 787 с.
51. Pawłuszewicz E., Bartosiewicz Z. Euler's discretization and dynamic equivalence of nonlinear control systems. Nonlinear control in the year 2000 volume 2. London. P. 183–191. URL: <https://doi.org/10.1007/bfb0110301>.

52. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Управління динамічними об'єктами з використанням прогнозуючих моделей - Model Predictive Control. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVI міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 24-27 кв. 2018р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. Т.2. С. 13.
53. Маріяш Ю.І., Рубанець О.М. Нові підходи у прогнозуванні систем управління. XVII міжнар. наук.-прак. конф. Філософські засади креатосфери у контексті творчості, 30 травня. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. 91-94 ст.
54. 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. URL: <https://doi.org/10.1109/mcs.2006.1580153>.
55. Blevins T. Nixon M. Control Loop Foundation: batch and continuous processes. International Society of Automation, 2011. 406 p.
56. Stepanets O., Mariiash Y. Analysis of influence of technical features of a pid controller implementation on the dynamics of automated control system. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2018. Vol. 3, no. 2 (93). P. 60–69. URL: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2018.132229>.
57. Åström K. J., Hägglund's T. Advanced PID control. The Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006. 406 p
58. Controller Architecture. Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules. 2009. P. 4–17. URL: https://doi.org/10.1142/9781848162433_0002.
59. Interactive tool for analysis of time-delay systems with dead-time compensators / J. L. Guzmán et al. Control Engineering Practice. 2008. Vol. 16, no. 7. P. 824–835. URL: <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2007.09.002>.
60. Process Dynamics and Control / Seborg D. E. et al.. 4th ed. Wiley, 2017. 515p.

61. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Практична реалізація ПІД-регуляторів згідно рекомендацій Foundation Fieldbus. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25-28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 10.
62. Comparison Study of Different Structures of PID Controllers / A. S. Abd El-Hamid et al. Research Journal of Applied Sciences, Engineering and Technology. 2015. Vol. 11, no. 6. P. 645–652. URL: <https://doi.org/10.19026/rjaset.11.2026>.
63. Smuts F. J. Process Control for Practitioners USA: OptiControls, 2011. 315 p. URL: <http://www.opticontrols.com/pcfp-book>.
64. Denisenko V. V. PID-regulyatory: principy postroeniya i modifikacii. Sovremennyye tekhnologii avtomatizacii. 2007. Issue 2. P. 90–98.
65. Aleksandrov A. G., Palenov M. V. Sostoyanie i perspektivy razvitiya adaptivnykh PID-regulyatorov v tekhnicheskikh sistemah. Tekhnicheskie i programmnye sredstva sistem upravleniya, kontrolya i izmereniya: 3-y vserossiyskaya konferenciya s mezhdunarodnym uchastiem: mat. konf. IPU RAN. 2012. P. 1577–1587.
66. Terrence L. B. PID Advances in Industrial Control. IFAC Conference on Advances in PID Control PID'12. Brescia, Italy, 2012. P. 28–30.
67. Segovia V. R., Hägglund T., Åström K. J. Measurement noise filtering for common PID tuning rules. Control Engineering Practice. 2014. Vol. 32. P. 43–63. URL: <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2014.07.005>.
68. Hägglund T. A unified discussion on signal filtering in PID control. Control Engineering Practice. 2013. Vol. 21, no. 8. P. 994–1006. URL: <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2013.03.012>.
69. Kovrigo Yu. M., Fomenko B. V., Polishchuk I. A. Matematicheskoe modelirovanie sistem avtomaticheskogo regulirovaniya s uchetom ogranicheniy na upravlenie v pakete Matlab. Avtomatika. Avtomatizaciya. Elektrotekhnichni kompleksi ta sistemi. 2007. Issue 2. P. 21–28.

70. Kovrigo Y. M., Fomenko B. V., Bunke A. S. Achieving more efficient control of boilers by taking technological constraints into account. *Thermal Engineering*. 2012. Vol. 59, no. 2. P. 147–153. URL: <https://doi.org/10.1134/s0040601512020097>.
71. Laskawski M., Wcislik M. Sampling Rate Impact on the Tuning of PID Controller Parameters. *International Journal of Electronics and Telecommunications*. 2016. Vol. 62, no. 1. P. 43–48. URL: <https://doi.org/10.1515/eletel-2016-0005>.
72. Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Автоналаштування ПІД-регулятора на мінімум інтегрального зваженого в часі модульного критерію якості роботи. *Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки*. 2018. Т.29(68). №1. С. 31-36.
73. Leva A., Cox C., Ruano A. Hands-on PID autotuning: a guide to better utilization. *IFAC Professional Brief*, 2002. 84 p.
74. Kovrigo Yu. M., Bagan T. G., Bunke A. S. Obespechenie robastnogo upravleniya v sistemah regulirovaniya inercionnymi teploener geticheskimi ob'ektami. *Teploenergetika*. 2014. Issue 3. P. 9–14.
75. Stepanets O. V., Movchan A. P. Control of boiler heat load based on assessment of object model. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2011. Vol. 4, Issue 8 (52). P. 42–45. URL: <http://journals.uran.ua/eejet/article/view/1463/1361>.
76. Ковриго Ю. М., Баган Т. Г., Ущиповський А. П. Designing control systems with controller based on internal model with two degrees of freedom. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2014. Vol. 4, no. 11(70). P. 4. URL: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2014.26307>.
77. Cai R.-Y., Zhou H.-C., Kou C.-H. Kalman rank criterion for the controllability of fractional impulse controlled systems. *IET Control Theory & Applications*. 2020. Vol. 14, no. 10. P. 1358–1364. URL: <https://doi.org/10.1049/iet-cta.2019.0027>.

78. Vinodh K. E., Jovitha J., Ayyappan S. Comparison of four state observer design algorithms for MIMO system. Archives of Control Sciences. 2013. Vol. 23, no. 2. P. 243–256. URL: <https://doi.org/10.2478/acsc-2013-0015>.
79. Costandin M., Dobra P., Gavrea B. A new proof of Ackermann's formula from control theory. Studia Universitatis Babes-Bolyai Matematica. 2017. Vol. 62, no. 3. P. 325–329. URL: <https://doi.org/10.24193/subbmath.2017.3.05>.
80. Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Імітаційне моделювання технологічних процесів як інструмент випробувань автоматизованої системи управління. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25 28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 9.

ДОДАТКИ**ДОДАТОК 1****ПЕРЕЛІК ПУБЛІКАЦІЙ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ**

Маріяша Юрія Ігоровича

За результатами досліджень опубліковано 17 наукових публікацій, у тому числі:

- чотири статі у наукових фахових виданнях України (три з них віднесені до категорії Б, одна до категорії А);
- одна стаття у періодичних наукових виданнях проіндексованих у базах Scopus;
- одна стаття у виданнях, віднесених до третього квартила (Q3) відповідно до класифікації SCImago Journal and Country Rank;
- дванадцять доповідей та тез на наукових конференціях.

Відомості про наукові публікації здобувача ступеня доктора філософії

Маріяша Юрія Ігоровича

для захисту дисертації на тему «Модельно-прогнозуюче автоматичне керування режимом дуття кисневого конвертера з енергоефективним засвоєнням тепла»

з галузі знань Автоматизація та приладобудування
за спеціальністю 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

у Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Тип публікації	Бібліографічний опис	Рік	Ключові слова	DOI	Посилання на публікацію
1	2	3	4	5	6
Стаття у фаховому виданні України категорії Б	Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Модельно-прогнозуючий регулятор дуттєвого режиму киснево-конвертерного процесу. Вісник Національного технічного університету «ХПІ». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. 2021. № 4 (10). С. 61–66. ISSN 2079-5459 (print) ISSN 2413-4295 (online)	2021	модельно-прогнозуюче керування; оптимальне керування; лінійно-квадратичний функціонал; киснево-конвертерний процес; модель в просторі станів	https://doi.org/10.20998/2413-4295.2021.04.08	http://repository.kpi.kharkov.ua/handle/KhPI-Press/56159
Тези	Mariash Y., Stepanets O. Optimal control of the blowing mode parameters during basic oxygen furnace steelmaking process. Modelling Control and Information Technologies. 2021. No. 5. P. 94–96. ISSN 2707-1030 (print) ISSN 2707-1049 (online)	2021	model predictive control; basic oxygen furnace; blowing parameters; linear-quadratic functional; optimal control; state space model	https://doi.org/10.31713/MCIT.2021.30	https://itconfdoc.nuwm.edu.ua/index.php/ITConf/article/view/184
Тези	Маріяш Ю. І. Застосування модельно-прогнозуючого керування в киснево-конвертерній плавці. Актуальні питання механічної та електричної інженерії, транспортних технологій, електроніки, автоматизації та IT / chair О. В. Степанець. 2021. ISBN 978-617-7991-19-8	2021	модельно-прогнозуюче керування; лінійно-квадратичний функціонал; киснево-конвертерний процес; оптимальне керування	https://doi.org/10.36074/mcnd-05.03.2021.engineering.03	https://ojs.ukrlogos.in.ua/index.php/mcnd/article/view/9797

1	2	3	4	5	6
Стаття у фаховому виданні України категорії Б	Stepanets O. V., Mariiash Y. I. MODEL PREDICTIVE CONTROL TOOLBOX DESIGN FOR NONSTATIONARY PROCESS. KPI Science News. 2021. No. 1. ISSN 2617-5509 (print) ISSN 2663-7472 (online)	2021	model predictive control; linear-quadratic cost functional; state space model; control system	https://doi.org/10.20535/kpissn.2021.1.217992	http://scinews.kpi.ua/article/view/217992
Тези	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.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 14-15. ISBN 978-966-990-027-2	2021	киснево-конвертерний процес; модельно-прогнозуюче керування; лінійно-квадратичний функціонал; прогнозуюча модель	—	http://tef.kpi.ua/files/pdf/2021-tom2-tezy.pdf
Стаття у Index Copernicus	Stepanets O., Mariiash Y. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. Informatyka, Automatyka, Pomiar y w Gospodarce i Ochronie Środowiska. 2020. Vol. 10, no. 2. P. 70–74. ISSN 2083-0157 (print), ISSN 2391-6761 (online)	2020	model predictive control, basic oxygen furnace, optimal control, energy saving	https://doi.org/10.35784/iapgos.931	https://ph.pollub.pl/index.php/iapgos/article/view/931
Тези	Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Ключовий показник ефективності роботи кисневого конвертера як критерій якості роботи системи керування. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики: XVIII міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 29 кв. 2020р.: мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. Т.2. С. 7. ISBN 978-966-622-999-4	2020	ключовий показник ефективності; киснево-конвертерний процес; система керування; функціонал; оптимальне керування	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/tom2-tezy-fin_2080.pdf
Тези	Mariiash Y., Stepanets O. Model predictive control application in the energy saving technology of basic oxygen furnace. Modelling, Control and Information Technologies. 2019. No. 3. P. 124–126. ISSN 2707-1030 (print) ISSN 2707-1049 (online)	2019	Model Predictive Control, Basic Oxygen Furnace, Predictive Model, Linear-Quadratic Functional, Optimal Control, Energy Saving	https://doi.org/10.31713/mcit.2019.33	https://itconfdoc.nuwm.edu.ua/index.php/ITConf/article/view/50

1	2	3	4	5	6
Тези	Маріяш Ю.І., Рубанець О.М. Нові підходи у прогнозуванні систем управління. XV міжнар. наук.-прак. конф. Філософські засади креатосфери у контексті творчості, 30 травня. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. 91-94 ст. ISBN 978-617-696-963-1	2019	модельно-прогнозуюче керування; прогнозуюча модель; оптимальне керування; прогнозування; модель	—	https://fsp.kpi.ua/ua/xv-mizhnarodna-naukovo-praktichna-konferentsiya-kafedri-filosofiyi-filosofski-zasadi-kreatosferi-u-konteksti-tvorchosti/
Тези	Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Енергозберігаюче керування продувкою кисневого конвертера з використанням МРС-підходу. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVII міжнар. наук.-прак. конф. Молодих вчених та студентів, 23-26 кв. 2019р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. Т.2. С. 9.	2019	енергозбереження; киснево-конвертерний процес; модельно-прогнозуюче керування; оптимальне керування; прогнозуюча модель	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/tezi_tom2_2022.pdf
Стаття у фаховому виданні України категорії А, Scopus Q3	Stepanets O., Mariash Y. Analysis of influence of technical features of a pidcontroller implementation on the dynamics of automated control system. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2018. Vol. 3, no. 2 (93). P. 60–69. ISSN 1729-3774	2018	ПД-регулятор, інтегральне насичення, фільтрація шумів, диференціатор, безударна передача	https://doi.org/10.15587/1729-4061.2018.132229	http://journals.uran.ua/eejet/article/view/132229
Тези	Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Управління динамічними об'єктами з використанням прогнозуючих моделей - Model Predictive Control. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XVI міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 24-27 кв. 2018р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. Т.2. С. 13. ISBN 978-966-622-888-1	2018	модельно-прогнозуюче керування; прогнозуюча модель; оптимальне керування; лінійно-квадратичний функціонал; модель в просторі станів	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/1tezi_tom2_1524728034.pdf

1	2	3	4	5	6
Стаття у фаховому виданні України категорії Б	Степанець О. В., Маріяш Ю.І. Автоналаштування ПД-регулятора на мінімум інтегрального зваженого в часі модульного критерію якості роботи. Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки. 2018. Т.29(68). №1. С. 31-36. ISBN 1606-3721	2018	автоналаштування, ІТАЕ, ідентифікація, релейний експеримент, метод налаштування, ПД-регулятор	—	http://www.tech.vernadskyjournals.in.ua/eng/journals/2018/1_2018/part_2/7.pdf
Тези	Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Практична реалізація ПД-регуляторів згідно рекомендацій Foundation Fieldbus. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25-28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 10. ISBN 978-966-622-827-0	2017	ПД-регулятор, інтегральне насичення, фільтрація шумів, диференціатор, ідентифікація, метод налаштування	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/tezi_2017_tom2_posl_var_1495705733.pdf
Тези	Маріяш Ю.І., Степанець О. В. Імітаційне моделювання технологічних процесів як інструмент випробувань автоматизованої системи управління. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 25-28 кв. 2017р. : мат.конф. — К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. Т.2. С. 9. ISBN 978-966-622-827-0	2017	автоматизована система керування; імітаційне моделювання; регулятор; математична модель	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/tezi_2017_tom2_posl_var_1495705733.pdf
Тези	Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні аспекти розробки програмного забезпечення: Збірник наукових праць III науково-практичної дистанційної конференції молодих вчених і фахівців з розробки програмного забезпечення, 15 квітня 2016 р. Черкаси: видавець Чабаненко Ю. А., 2016. С. 90. ББК 973.20-018.2я7	2016	автоматизована система керування; імітаційне моделювання; математична модель; киснево-конвертерний процес; режим продувки	—	https://docplayer.net/62696454-Suchasni-aspekti-rozrobki-programnogo-zabezpechennya.html

1	2	3	4	5	6
Тези	Маріяш Ю.І., Ковриго Ю.М. Автоматизація виплавки сталі у кисневому конвертері. Сучасні проблеми наукового забезпечення енергетики : XIV міжнар. наук.-прак. конф. аспірантів, магістрантів і студентів, 18 21 кв. 2016р. : мат.конф. — К.: КПІ, 2016. Т.2. С. 22. ISBN 978-966-622-696-2	2016	автоматизована система керування; киснево-конвертерний процес; режим продувки; вимірювальний зонд	—	https://tef.kpi.ua/files/pdf/tezi_tom2_1463377578.pdf

Здобувач

Юрій МАРІЯШ

Засвідчено:

Науковий керівник

Олександр СТЕПАНЕЦЬ

Завідувач кафедри

Володимир ВОЛОЩУК

ДОДАТОК 2

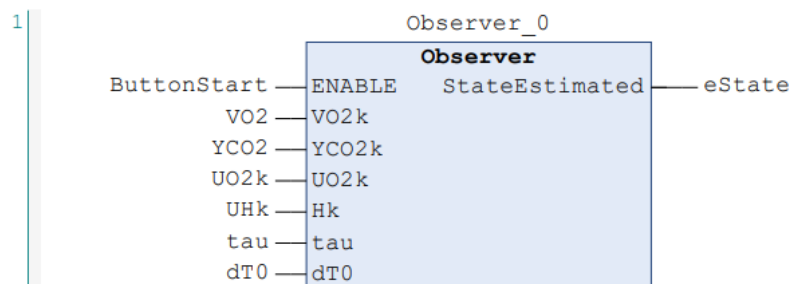
Код основної програми МПР

POU: PLC_PRG

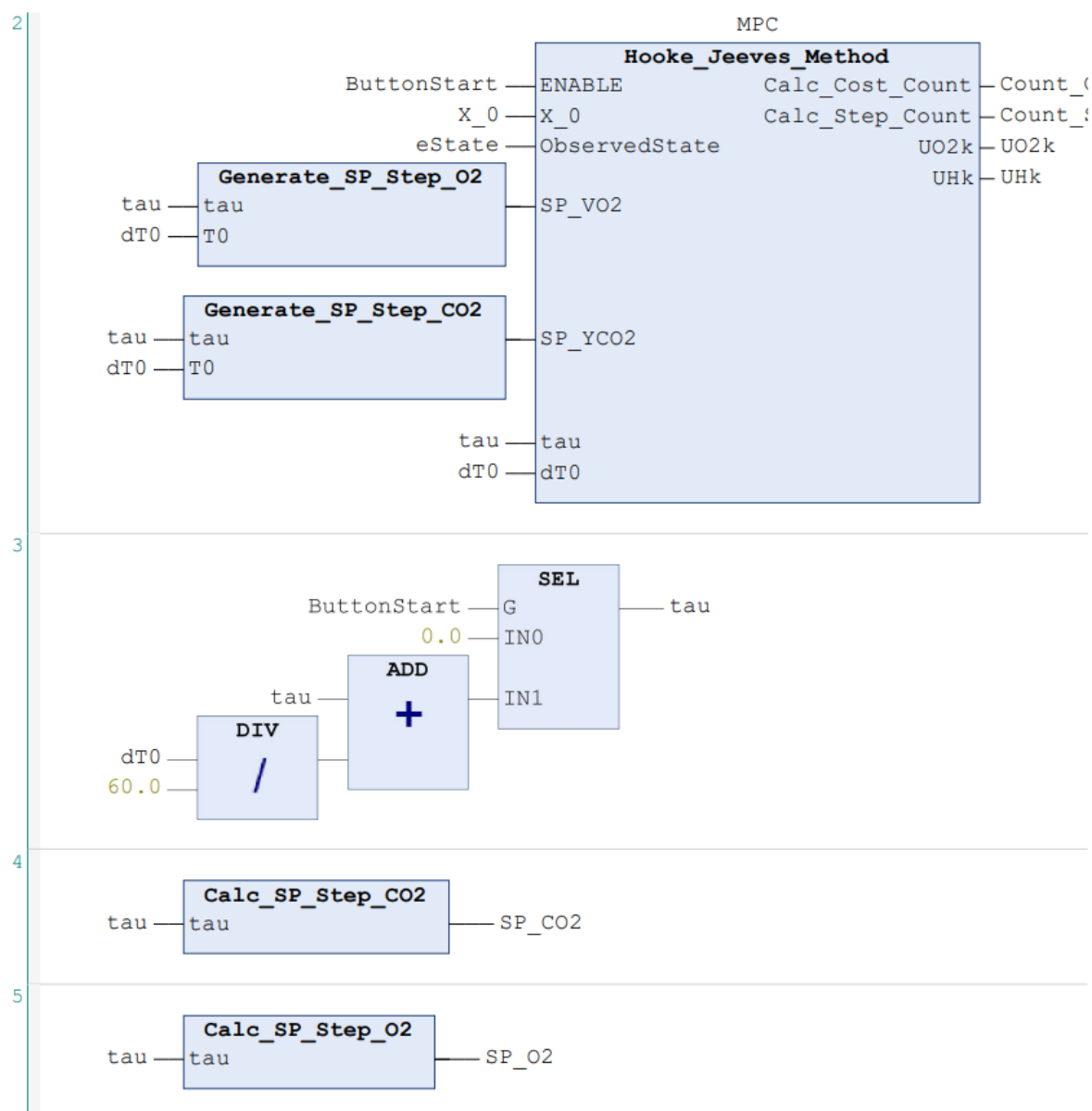
```

1  PROGRAM PLC_PRG
2  VAR
3      // Спостерігач стану
4      Observer_0 : Observer ;
5      eState : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
6
7      //Метод Hooke_Jeeves
8      MPC : Hooke_Jeeves_Method ;
9      X_0 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
10     Count_Cost : DINT ;
11     Count_Step : DINT ;
12
13     //Уставки
14     SP_CO2 : REAL ;
15     SP_O2 : REAL ;
16
17     //Виміряні значення процесу
18     YCO2 : REAL ;
19     VO2 : REAL ;
20
21     //Поточні та попередні керуючі дії
22     UO2k : REAL ;
23     UHk : REAL ;
24     UHk_1 : REAL ;
25     UO2k_1 : REAL ;
26
27     //Старт ситсеми
28     ButtonStart : BOOL ;
29
30     //час з початку запуску системи, хв
31     tau : REAL := 0.0 ;
32     dT0 : REAL := 0.1 ;
33
34 END_VAR
35

```



POU: PLC_PRG



ДОДАТОК 3

Код функціонального блоку прогнозуючої моделі

POU: PredictionModelStateSpace

```

1  FUNCTION_BLOCK PredictionModelStateSpace
2  VAR_INPUT
3      LoadState : BOOL ;
4      State0 : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
5      dUO2k : REAL ;
6      dHk : REAL ;
7      tau : REAL ;
8      dT0 : REAL ;
9  END_VAR
10 VAR_OUTPUT
11     VO2k : REAL ;
12     YCO2k : REAL ;
13     UO2k : REAL ;
14     Hk : REAL ;
15 END_VAR
16 VAR
17     A : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL := [ [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0
18 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 1.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ]
19 , [ 0.0 , 0.0 , 1.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0
20 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 1.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ]
21 , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0
22 , 0.0 , 0.0 , 1.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 1.0 ]
23 ] ;
24     A_x : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL := [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ,
25 0.0 , 0.0 ] ;
26     B : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ [ 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 ,
27 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 ] , [ 1.0 ,
28 0.0 ] , [ 0.0 , 1.0 ] ] ;
29     B_x : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL := [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ,
30 0.0 , 0.0 ] ;
31     C : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL := [ [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0
32 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ] , [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ]
33 ] ;
34     State : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL := [ 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 , 0.0 ,
35 0.0 , 0.0 ] ;
36     ControlAction : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ 0.0 , 0.0 ] ;
37     OutModel : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ 0.0 , 0.0 ] ;
38     i : INT ;
39     k : INT ;
40     rowA : INT := 8 ;
41     colA : INT := 8 ;
42     rowB : INT := 8 ;
43     colB : INT := 2 ;
44     rowC : INT := 2 ;
45     colC : INT := 8 ;
46     rowState : INT := 8 ;
47     Tv_uo2 : REAL := 1.2 ;
48     T1y_uo2 : REAL := 9.55 ;
49     T2y_uo2 : REAL := 14.98 ;
50     T3y_uo2 : REAL := 7.05 ;
51     T1y_H : REAL := 1.0 ;
52     T2y_H : REAL := 1.0 ;
53     kv_uo2 : REAL := 6.0 ;
54     ky_uo2 : REAL := -0.756 ;
55     ky_H : REAL := 12.15 ;
56     Load_Trig : R_TRIG ;
57 END_VAR

```

POU: PredictionModelStateSpace

45

```

1      Load_Trig ( CLK := LoadState , Q => ) ;
2      IF Load_Trig . Q THEN
3          State := State0 ;
4      END_IF ;
5      T1y_H := Calc_T1y_H ( tau := tau ) ;
6      T2y_H := Calc_T2y_H ( tau := tau ) ;
7      ControlAction [ 0 ] := dUO2k ;
8      ControlAction [ 1 ] := dHk ;
9      A [ 0 ] [ 0 ] := 1.0 - dT0 / Tv_uo2 ;
10     A [ 0 ] [ 6 ] := dT0 / Tv_uo2 ;
11     A [ 1 ] [ 2 ] := dT0 ;
12     A [ 2 ] [ 3 ] := dT0 ;
13     A [ 3 ] [ 1 ] := - dT0 / T1y_uo2 ;
14     A [ 3 ] [ 2 ] := - dT0 * T3y_uo2 / T1y_uo2 ;
15     A [ 3 ] [ 3 ] := 1.0 - dT0 * T2y_uo2 / T1y_uo2 ;
16     A [ 3 ] [ 6 ] := dT0 / T1y_uo2 ;
17     A [ 4 ] [ 5 ] := dT0 ;
18     A [ 5 ] [ 4 ] := - dT0 / T1y_H ;
19     A [ 5 ] [ 5 ] := 1.0 - dT0 * T2y_H / T1y_H ;
20     A [ 5 ] [ 7 ] := dT0 / T1y_H ;
21     B [ 0 ] [ 0 ] := dT0 / Tv_uo2 ;
22     B [ 3 ] [ 0 ] := dT0 / T1y_uo2 ;
23     B [ 5 ] [ 1 ] := dT0 / T1y_H ;
24     C [ 0 ] [ 0 ] := kv_uo2 ;
25     C [ 1 ] [ 1 ] := ky_uo2 ;
26     C [ 1 ] [ 4 ] := ky_H ;
27     FOR i := 0 TO rowA - 1 DO
28         A_x [ i ] := 0.0 ;
29         FOR k := 0 TO colA - 1 DO
30             A_x [ i ] := A_x [ i ] + A [ i ] [ k ] * State [ k ] ;
31         END_FOR ;
32     END_FOR ;
33     FOR i := 0 TO rowB - 1 DO
34         B_x [ i ] := 0.0 ;
35         FOR k := 0 TO colB - 1 DO
36             B_x [ i ] := B_x [ i ] + B [ i ] [ k ] * ControlAction [ k ] ;
37         END_FOR ;
38     END_FOR ;
39     FOR i := 0 TO rowC - 1 DO
40         OutModel [ i ] := 0.0 ; //Yk[i]
41         FOR k := 0 TO colC - 1 DO
42             OutModel [ i ] := OutModel [ i ] + C [ i ] [ k ] * State [ k ] ; //Yk[i]
43         END_FOR ;
44     END_FOR ;
45     FOR i := 0 TO rowState - 1 DO
46         State [ i ] := A_x [ i ] + B_x [ i ] ;
47     END_FOR ;
48     VO2k := OutModel [ 0 ] ;
49     YCO2k := OutModel [ 1 ] ;
50     UO2k := State [ 6 ] ;
51     Hk := State [ 7 ] ;
52

```

ДОДАТОК 4

Код функціонального блоку спостерігача стану

POU: Observer

```

1  FUNCTION_BLOCK Observer
2  VAR_INPUT
3      ENABLE : BOOL ;
4      VO2k : REAL ;
5      YCO2k : REAL ;
6      UO2k : REAL ;
7      Hk : REAL ;
8      tau : REAL ;
9      dT0 : REAL ;
10 END_VAR
11 VAR_OUTPUT
12     StateEstimated : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
13 END_VAR
14 VAR
15     A : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0,
, 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 1.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0, 1.0,
0.0, 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0, 0.0,
0.0, 1.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ] ];
16     A_x : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ];
17     B : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ [ 0.0, 0.0 ], [ 0.0,
0.0 ], [ 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0 ] ];
18     B_x : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ];
19     C : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0
, 0.0, 0.0 ], [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ] ];
20     Ke : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ [ 0.023, 0.0 ], [ 0.0,
0.01 ], [ 0.0, -0.0019 ], [ 0.0, 0.0001 ], [ 0.0, 0.0081 ], [ 0.0, -
0.0017 ] ];
21     K_x : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ];
22     ControlAction : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0 ];
23     Error : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0 ];
24     State : ARRAY [ 0 .. 5 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0, 0.0 ];
25     OutModel : ARRAY [ 0 .. 1 ] OF REAL := [ 0.0, 0.0 ];
26     i : INT ;
27     k : INT ;
28     rowA : INT := 6 ;
29     colA : INT := 6 ;
30     rowB : INT := 6 ;
31     colB : INT := 2 ;
32     rowC : INT := 2 ;
33     colC : INT := 6 ;
34     rowState : INT := 6 ;
35     Tv_uo2 : REAL := 1.2 ;
36     T1y_uo2 : REAL := 9.55 ;
37     T2y_uo2 : REAL := 14.98 ;
38     T3y_uo2 : REAL := 7.05 ;
39     T1y_H : REAL := 1.0 ;
40     T2y_H : REAL := 1.0 ;
41     kv_uo2 : REAL := 6.0 ;
42     ky_uo2 : REAL := -0.756 ;
43     ky_H : REAL := 12.15 ;
44 END_VAR
45
1  T1y_H := Calc_T1y_H ( tau := tau ) ;
2  T2y_H := Calc_T2y_H ( tau := tau ) ;
3  A [ 0 ] [ 0 ] := 1.0 - dT0 / Tv_uo2 ;

```

POU: Observer

```

4      A [ 1 ] [ 2 ] := dT0 ;
5      A [ 2 ] [ 3 ] := dT0 ;
6      A [ 3 ] [ 1 ] := - dT0 / T1y_uo2 ;
7      A [ 3 ] [ 2 ] := - dT0 * T3y_uo2 / T1y_uo2 ;
8      A [ 3 ] [ 3 ] := 1.0 - dT0 * T2y_uo2 / T1y_uo2 ;
9      A [ 4 ] [ 5 ] := dT0 ;
10     A [ 5 ] [ 4 ] := - dT0 / T1y_H ;
11     A [ 5 ] [ 5 ] := 1.0 - dT0 * T2y_H / T1y_H ;
12     B [ 0 ] [ 0 ] := dT0 / Tv_uo2 ;
13     B [ 3 ] [ 0 ] := dT0 / T1y_uo2 ;
14     B [ 5 ] [ 1 ] := dT0 / T1y_H ;
15     C [ 0 ] [ 0 ] := kv_uo2 ;
16     C [ 1 ] [ 1 ] := ky_uo2 ;
17     C [ 1 ] [ 4 ] := ky_H ;
18     ControlAction [ 0 ] := UO2k ;
19     ControlAction [ 1 ] := Hk ;
20     IF ENABLE THEN
21         FOR i := 0 TO rowA - 1 DO
22             A_x [ i ] := 0.0 ;
23             FOR k := 0 TO colA - 1 DO
24                 A_x [ i ] := A_x [ i ] + A [ i ] [ k ] * State [ k ] ;
25             END_FOR ;
26         END_FOR ;
27         FOR i := 0 TO rowB - 1 DO
28             B_x [ i ] := 0.0 ;
29             FOR k := 0 TO colB - 1 DO
30                 B_x [ i ] := B_x [ i ] + B [ i ] [ k ] * ControlAction [ k ] ;
31             END_FOR ;
32         END_FOR ;
33         FOR i := 0 TO rowC - 1 DO
34             OutModel [ i ] := 0.0 ; //Yk[i]
35             FOR k := 0 TO colC - 1 DO
36                 OutModel [ i ] := OutModel [ i ] + C [ i ] [ k ] * State [ k ] ; //Yk[i]
37             END_FOR ;
38         END_FOR ;
39         Error [ 0 ] := VO2k - OutModel [ 0 ] ;
40         Error [ 1 ] := YCO2k - OutModel [ 1 ] ;
41         FOR i := 0 TO rowB - 1 DO
42             K_x [ i ] := 0.0 ;
43             FOR k := 0 TO colB - 1 DO
44                 K_x [ i ] := K_x [ i ] + Ke [ i ] [ k ] * Error [ k ] ;
45             END_FOR ;
46         END_FOR ;
47         FOR i := 0 TO rowState - 1 DO
48             State [ i ] := A_x [ i ] + B_x [ i ] + K_x [ i ] ;
49         END_FOR ;
50         FOR i := 0 TO rowState - 1 DO
51             StateEstimated [ i ] := State [ i ] ;
52         END_FOR ;
53         StateEstimated [ 6 ] := UO2k ;
54         StateEstimated [ 7 ] := Hk ;
55     END_IF ;
56

```

ДОДАТОК 5

Код функціонального блоку методу оптимізації Хука-Дживса

POU: Hooke_Jeeves_Method

```

1  FUNCTION_BLOCK Hooke_Jeeves_Method
2  VAR_INPUT
3      ENABLE : BOOL ;
4      X_0 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
5      ObservedState : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
6      SP_VO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
7      SP_YCO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
8      tau : REAL ;
9      dT0 : REAL ;
10 END_VAR
11 VAR_OUTPUT
12     Calc_Cost_Count : DINT ;
13     Calc_Step_Count : DINT ;
14     UO2k : REAL ;
15     UHk : REAL ;
16 END_VAR
17 VAR
18     Cost_K1 : REAL ;
19     Cost_K2 : REAL ;
20     X_K2 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
21     X_K1 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
22     X_ZR : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
23     X_DP : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
24     Optimal_X : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
25     Recalc_X_Base : BOOL ;
26     h : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
27     i : INT ;
28     j : INT ;
29     CostFunction_0 : CostFunction ;
30     dUO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
31     dH : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
32     Action1 : REAL ;
33     Action2 : REAL ;
34     Explore_Point_0 : Explore_Point ;
35     Check_Cost_0 : Check_Cost ;
36 END_VAR
37
38 VAR CONSTANT
39     C : INT := 5 ;
40     N : INT := 10 ;
41     dUO2_Max : REAL := 2.5 ;
42     dH_Max : REAL := 0.02 ;
43     d : REAL := 7.5 ;
44     eps : REAL := 0.00001 ;
45 END_VAR
46
47 IF ENABLE THEN
48     Calc_Cost_Count := 0 ;
49     Calc_Step_Count := 0 ;
50     //Крок1
51     X_ZR := X_0 ;
52     X_DP := X_0 ;
53     X_K1 := X_0 ;
54     X_K2 := X_0 ;
55     Optimal_X := X_0 ;

```

```

10     FOR j := 0 TO N - 1 DO
11         h [ j ] := 1.0 ;
12     END_FOR ;
13     WHILE TRUE DO
14         //порахувати значення функції в базовій точці X_K1
15         FOR j := 0 TO C - 1 DO
16             dUO2 [ j ] := X_K1 [ j ] * dUO2_Max ;
17             dH [ j ] := X_K1 [ j + C ] * dH_Max ;
18         END_FOR ;
19         CostFunction_0 (
20             ObservedState := ObservedState ,
21             SP_VO2 := SP_VO2 ,
22             SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
23             dUO2 := dUO2 ,
24             dH := dH ,
25             tau := tau ,
26             dT0 := dT0 ,
27             CostOut => Cost_K1 ) ;
28         Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + 1 ;
29         //Крок2 виконати дослідження функції навколо базової точки
30         Explore_Point_0 (
31             X := X_K1 ,
32             h := h ,
33             ObservedState := ObservedState ,
34             SP_VO2 := SP_VO2 ,
35             SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
36             tau := tau ,
37             dT0 := dT0 ,
38             X_1 => X_K2 ,
39             Calc_Cost_Count => ,
40             Calc_Step_Count => ) ;
41         Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + Explore_Point_0 . Calc_Cost_Count ;
42         Calc_Step_Count := Calc_Step_Count + Explore_Point_0 . Calc_Step_Count ;
43         //Крок3 порахувати значення функції в новій точці X_K2
44         FOR j := 0 TO C - 1 DO
45             dUO2 [ j ] := X_K2 [ j ] * dUO2_Max ;
46             dH [ j ] := X_K2 [ j + C ] * dH_Max ;
47         END_FOR ;
48         CostFunction_0 (
49             ObservedState := ObservedState ,
50             SP_VO2 := SP_VO2 ,
51             SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
52             dUO2 := dUO2 ,
53             dH := dH ,
54             tau := tau ,
55             dT0 := dT0 ,
56             CostOut => Cost_K2 ) ;
57         Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + 1 ;
58         //Крок3б
59         IF Cost_K2 >= Cost_K1 THEN
60             //Крок5а Перевірити умову завершення обрахунку та зменшити
        величину кроку
61             Check_Cost_0 ( d := d , eps := eps , Check_ => , h := h ) ;
62             IF ( Check_Cost_0 . Check_ ) THEN
63                 Optimal_X := X_K1 ;
64                 EXIT ;

```

POU: Hooke_Jeeves_Method

```

65         END_IF ;
66     ELSE
67         //Крок4 Провести пошук за зразком
68         FOR i := 0 TO 2 * C - 1 DO
69             X_ZR [ i ] := X_K2 [ i ] + 0.5 * ( X_K2 [ i ] - X_K1 [ i ] ) ;
70         END_FOR ;
71         //виконати дослідження функції навколо точки X_ZR
72         Explore_Point_0 (
73             X := X_ZR ,
74             h := h ,
75             ObservedState := ObservedState ,
76             SP_VO2 := SP_VO2 ,
77             SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
78             tau := tau ,
79             dT0 := dT0 ,
80             X_1 => X_DP ,
81             Calc_Cost_Count => ,
82             Calc_Step_Count => ) ;
83         Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + Explore_Point_0 .
Calc_Cost_Count ;
84         Calc_Step_Count := Calc_Step_Count + Explore_Point_0 .
Calc_Step_Count ;
85         Recalc_X_Base := FALSE ;
86         FOR i := 0 TO N - 1 DO
87             IF NOT ( ( X_ZR [ i ] - X_DP [ i ] ) = 0 ) THEN
88                 Recalc_X_Base := TRUE ;
89             END_IF ;
90         END_FOR ;
91         IF Recalc_X_Base THEN
92             //точка X_DP стає точкою нового базису
93             X_K1 := X_DP ;
94             //Крок5а Перевірити умову завершення обрахунку та зменшити
величину кроку
95             Check_Cost_0 ( d := d , eps := eps , Check_ => , h := h ) ;
96             IF ( Check_Cost_0 . Check_ ) THEN
97                 Optimal_X := X_K1 ;
98                 EXIT ;
99             END_IF ;
100         ELSE
101             //пошук за зразком вважається неуспішним, точка X_K2
залишається точкою нового базису
102             X_K1 := X_K2 ;
103         END_IF ;
104     END_IF ;
105     IF Calc_Step_Count >= 500 THEN
106         Optimal_X := X_K1 ;
107         EXIT ;
108     END_IF
109 END_WHILE ;
110 UO2k := dUO2_Max * ( Optimal_X [ 0 ] ) + ObservedState [ 6 ] ;
111 UHk := dH_Max * ( Optimal_X [ C ] ) + ObservedState [ 7 ] ;
112 ELSE
113     Calc_Cost_Count := 0 ;
114     Calc_Step_Count := 0 ;
115     UO2k := 0.0 ;
116     UHk := 0.0 ;
117
118 END_IF ;

```

ДОДАТОК 6

Код функціонального блоку дослідження точки методу Хука-Дживса

POU: Explore_Point

```

1  FUNCTION_BLOCK Explore_Point
2  VAR_INPUT
3      X : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
4      h : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
5      ObservedState : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
6      SP_VO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
7      SP_YCO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
8      tau : REAL ;
9      dT0 : REAL ;
10 END_VAR
11 VAR_OUTPUT
12     X_1 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
13     Calc_Cost_Count : DINT ;
14     Calc_Step_Count : DINT ;
15 END_VAR
16 VAR
17     X_0 : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
18     Cost_Base : REAL ;
19     Cost : REAL ;
20     i : INT ;
21     j : INT ;
22     CostFunction_0 : CostFunction ;
23     dUO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
24     dH : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
25 END_VAR
26
27 VAR CONSTANT
28     C : INT := 5 ;
29     N : INT := 10 ;
30     dUO2_Max : REAL := 2.0 ;
31     dH_Max : REAL := 0.02 ;
32 END_VAR
33
1  X_0 := X ;
2  Calc_Cost_Count := 0 ;
3  Calc_Step_Count := 0 ;
4  Cost_Base := 0.0 ;
5  Cost := 0.0 ;
6  FOR j := 0 TO C - 1 DO
7      dUO2 [ j ] := X_0 [ j ] * dUO2_Max ;
8      dH [ j ] := X_0 [ j + C ] * dH_Max ;
9  END_FOR ;
10 CostFunction_0 (
11     ObservedState := ObservedState ,
12     SP_VO2 := SP_VO2 ,
13     SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
14     dUO2 := dUO2 ,
15     dH := dH ,
16     tau := tau ,
17     dT0 := dT0 ,
18     CostOut => Cost_Base ) ;
19 FOR i := 0 TO N - 1 DO
20     FOR j := 0 TO C - 1 DO
21         IF i = j THEN
22             dUO2 [ j ] := ( X_0 [ j ] + h [ i ] ) * dUO2_Max ;

```

POU: Explore_Point

```

23         ELSE
24             dUO2 [ j ] := ( X_0 [ j ] ) * dUO2_Max ;
25         END_IF ;
26         IF i = ( j + C ) THEN
27             dH [ j ] := ( X_0 [ j + C ] + h [ i ] ) * dH_Max ;
28         ELSE
29             dH [ j ] := ( X_0 [ j + C ] ) * dH_Max ;
30         END_IF ;
31     END_FOR ;
32     CostFunction_0 (
33         ObservedState := ObservedState ,
34         SP_VO2 := SP_VO2 ,
35         SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
36         dUO2 := dUO2 ,
37         dH := dH ,
38         tau := tau ,
39         dT0 := dT0 ,
40         CostOut => Cost ) ;
41     Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + 1 ;
42     IF Cost < Cost_Base THEN
43         X_0 [ i ] := X_0 [ i ] + h [ i ] ;
44         Cost_Base := Cost ;
45         Calc_Step_Count := Calc_Step_Count + 1 ;
46     ELSE
47         FOR j := 0 TO C - 1 DO
48             IF i = j THEN
49                 dUO2 [ j ] := ( X_0 [ j ] - h [ i ] ) * dUO2_Max ;
50             ELSE
51                 dUO2 [ j ] := ( X_0 [ j ] ) * dUO2_Max ;
52             END_IF ;
53             IF i = ( j + C ) THEN
54                 dH [ j ] := ( X_0 [ j + C ] - h [ i ] ) * dH_Max ;
55             ELSE
56                 dH [ j ] := ( X_0 [ j + C ] ) * dH_Max ;
57             END_IF ;
58         END_FOR ;
59         CostFunction_0 (
60             ObservedState := ObservedState ,
61             SP_VO2 := SP_VO2 ,
62             SP_YCO2 := SP_YCO2 ,
63             dUO2 := dUO2 ,
64             dH := dH ,
65             tau := tau ,
66             dT0 := dT0 ,
67             CostOut => Cost ) ;
68         Calc_Cost_Count := Calc_Cost_Count + 1 ;
69         IF Cost < Cost_Base THEN
70             X_0 [ i ] := X_0 [ i ] - h [ i ] ;
71             Cost_Base := Cost ;
72             Calc_Step_Count := Calc_Step_Count + 1 ;
73         END_IF ;
74     END_IF ;
75 END_FOR ;
76 X_1 := X_0 ;
77

```

ДОДАТОК 7

Код функціонального блоку цільової функції

POU: CostFunction

```

1  FUNCTION_BLOCK CostFunction
2  VAR_INPUT
3      ObservedState : ARRAY [ 0 .. 7 ] OF REAL ;
4      SP_VO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
5      SP_YCO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
6      dUO2 : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
7      dH : ARRAY [ 0 .. 34 ] OF REAL ;
8      tau : REAL ;
9      dT0 : REAL ;
10 END_VAR
11 VAR_OUTPUT
12     CostOut : REAL ;
13 END_VAR
14 VAR
15     LoadModel : BOOL := FALSE ;
16     PredictionModel : PredictionModelStateSpace ;
17     P : INT := 0 ;
18     Cost : REAL := 0.0 ;
19     VO2k : REAL ;
20     YCO2k : REAL ;
21     UO2k : REAL ;
22     Hk : REAL ;
23 END_VAR
24 VAR CONSTANT
25     UO2_Max : REAL := 100.0 ;
26     UO2_Min : REAL := 0.0 ;
27     H_Max : REAL := 1.5 ;
28     H_Min : REAL := 0.0 ;
29     dUO2_Max : REAL := 2.5 ;
30     dH_Max : REAL := 0.02 ;
31     Penalti : REAL := 100000.0 ;
32     P_Horizon : INT := 35 ;
33     R_VO2 : REAL := 0.2 ;
34     R_YCO2 : REAL := 1.5 ;
35     Q_UO2 : REAL := 0.03 ;
36     Q_H : REAL := 0.2 ;
37 END_VAR
38

```

```

1  Cost := 0.0 ;
2  FOR P := 0 TO P_Horizon - 1 DO
3      IF P = 0 THEN
4          LoadModel := TRUE ;
5      ELSE
6          LoadModel := FALSE ;
7      END_IF ;
8      PredictionModel (
9          LoadState := LoadModel ,
10         State0 := ObservedState ,
11         dUO2k := dUO2 [ P ] ,
12         dHk := dH [ P ] ,
13         tau := tau + dT0 * P / 60.0 ,
14         dT0 := dT0 ,
15         VO2k => VO2k ,
16         YCO2k => YCO2k ,
17         UO2k => UO2k ,

```

POU: CostFunction

```

18      Hk => Hk ) ;
19      Cost := Cost + R_VO2 * ( SP_VO2 [ P ] - VO2k ) * ( SP_VO2 [ P ] - VO2k ) + R_YCO2 * (
SP_YCO2 [ P ] - YCO2k ) * ( SP_YCO2 [ P ] - YCO2k ) + Q_UO2 * dUO2 [ P ] * dUO2 [ P ] + Q_H
* dH [ P ] * dH [ P ] ;
20      IF ABS ( dUO2 [ P ] ) > dUO2_Max THEN
21          Cost := Cost + Penalti * ( dUO2 [ P ] - dUO2_Max ) * ( dUO2 [ P ] - dUO2_Max ) +
Penalti ;
22      END_IF ;
23      IF ABS ( dH [ P ] ) > dH_Max THEN
24          Cost := Cost + Penalti * ( dH [ P ] - dH_Max ) * ( dH [ P ] - dH_Max ) + Penalti
;
25      END_IF ;
26      IF Hk > H_Max THEN
27          Cost := Cost + Penalti * ( Hk - H_Max ) * ( Hk - H_Max ) + Penalti ;
28      END_IF ;
29      IF Hk < H_Min THEN
30          Cost := Cost + Penalti * Hk * Hk + Penalti ;
31      END_IF ;
32      IF UO2k > UO2_Max THEN
33          Cost := Cost + Penalti * ( UO2k - UO2_Max ) * ( UO2k - UO2_Max ) + Penalti ;
34      END_IF ;
35      IF UO2k < UO2_Min THEN
36          Cost := Cost + Penalti * UO2k * UO2k + Penalti ;
37      END_IF ;
38  END_FOR ;
39  CostOut := Cost ;
40

```

ДОДАТОК 8

Код функціонального блоків: 1. Перевірки досягнення бажаної точності методу оптимізації; 2. Розрахунок сталих час моделі.

POU: Check_Cost

```

1  FUNCTION_BLOCK Check_Cost
2  VAR_INPUT
3      d : REAL ;
4      eps : REAL ;
5  END_VAR
6  VAR_OUTPUT
7      Check_ : BOOL ;
8  END_VAR
9  VAR
10     i : INT ;
11     Check_H : BOOL := TRUE ;
12 END_VAR
13
14 VAR_IN_OUT
15     h : ARRAY [ 0 .. 9 ] OF REAL ;
16 END_VAR
17
```

```

1  Check_H := TRUE ;
2  FOR i := 0 TO 9 DO
3      IF h [ i ] > eps THEN
4          Check_H := FALSE ;
5          h [ i ] := h [ i ] / d ;
6      END_IF ;
7  END_FOR ;
8  Check_ := Check_H ;
9
```

POU: Calc_T1y_H

```

1  FUNCTION Calc_T1y_H : REAL
2  VAR_INPUT
3      tau : REAL ;
4  END_VAR
5  VAR
6      T1y_H : REAL ;
7  END_VAR
8
```

```

1  T1y_H := 15.16 * EXP ( - ( ( tau - 3.47 ) / 2.9 ) * ( ( tau - 3.47 ) / 2.9 ) ) + 14.21 *
2  EXP ( - ( ( tau - 15.57 ) / 2.6 ) * ( ( tau - 15.57 ) / 2.6 ) ) + 24.68 * EXP ( - ( ( tau -
3  9.73 ) / 6.0 ) * ( ( tau - 9.73 ) / 6.0 ) ) ;
4  Calc_T1y_H := LIMIT ( 4.75 , T1y_H , 25.11 ) ;
5
```

POU: Calc_T2y_H

```

1  FUNCTION Calc_T2y_H : REAL
2  VAR_INPUT
3      tau : REAL ;
4  END_VAR
5  VAR
6      T2y_H : REAL ;
7  END_VAR
8

```

```

1  T2y_H := 7.05 * EXP ( - ( ( tau - 3.47 ) / 2.9 ) * ( ( tau - 3.47 ) / 2.9 ) ) + 6.61 * EXP (
    - ( ( tau - 15.57 ) / 2.6 ) * ( ( tau - 15.57 ) / 2.6 ) ) + 11.48 * EXP ( - ( ( tau - 9.73 )
    / 6.0 ) * ( ( tau - 9.73 ) / 6.0 ) ) ;
2  Calc_T2y_H := LIMIT ( 4.36 , T2y_H , 13.83 ) ;
3

```

ДОДАТОК 9

Код MATLAB комунікації за допомогою OPC UA

```
function [out] = RW_YC02 OPCUA(input)
persistent init_Server;
persistent init_Nodes;
persistent uaClient;
persistent ReadVal;
% ноди вхідних змінних
persistent Var_Node_SP_CO2;

% ноди вихідних змінних
persistent Var_Node_YC02;

% ініціалізація змінних
if (isempty(init_Server))
    ReadVal = 0;
    init_Server = 0;
    init_Nodes = 0;
end
% OPC UA server (PLC) адреса, підключення клієнта (Simulink) до
серверу
if (init_Server == 0) || (uaClient.Status=="Disconnected") ||
isempty(uaClient)
    init_Server = 1;
    uaClient = opcua('Mariiash',4840);
    connect(uaClient);
end
% визначення нодів змінних в сервері
if uaClient.isConnected == 1 && init_Nodes == 0
    init_Nodes = 1;
    Var_Node_SP_CO2 = opcuanode(4,'|var|CODESYS Control Win V3
x64.Application.PLC_PRG.SP_CO2',uaClient);
    Var_Node_YC02 = opcuanode(4,'|var|CODESYS Control Win V3
x64.Application.PLC_PRG.YC02',uaClient);
end
% зчитування та запис змінних серверу
if uaClient.isConnected == 1 && init_Nodes == 1
    [SP_CO2, ~, ~] = readValue(uaClient, Var_Node_SP_CO2);
    writeValue(uaClient, Var_Node_YC02, input);
    ReadVal = SP_CO2;
end

out = double(ReadVal);
end
```

ДОДАТОК 10

ЗАТВЕРДЖУЮ

Директор ІТАЕ

Національного технічного університету України

«Київський політехнічний інститут

імені Ігоря Сікорського»

Письменний Є.М.

АКТ

Про використання в навчальному процесі кафедри автоматизації енергетичних процесів ІТАЕ Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» результатів дисертаційної роботи Маріяша Ю. І. на тему «Модельно-прогнозуюче автоматичне керування режимом дуття кисневого конвертера з енергоефективним засвоєнням тепла»

Комісія у складі завідувача кафедри АЕП ІТАЕ Волощука В. А. (голова комісії) та викладачів кафедри к.т.н., доц. Багана Т. Г., к.т.н., доц. Новікова П. В. **розглянула** можливість використання матеріалів результатів дисертаційної роботи Маріяша Ю. І. при підготовці спеціалістів за спеціальністю 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології.

По результатам перевірки **ухвалили** використати матеріали результатів дисертаційної роботи Маріяша Ю. І. в курсах:

1. «Методологія удосконаленого керування технологічними процесами» для здобувачів ступеня доктора філософії 151 спеціальності;
2. «Операційні технології кібер-енергетичних систем» кафедри АЕП.

Крім того, результати дисертаційної роботи ввійшли до складу навчального посібника для здобувачів ступеня доктора філософії за освітньо-науковою програмою «Автоматизація та комп'ютерно інтегровані технології» 151 спеціальності.

Голова комісії

/ Волощук В. А. /

Члени комісії

/ Баган Т. Г. /

/ Новіков П. В. /