

УДК 681.5

DOI <https://doi.org/10.32782/2663-5941/2024.1.1/34>**Маріяни Ю.І.**Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**Степанець О.В.**Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

## КОМБІНОВАНА СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПАРАМЕТРАМИ РЕЖИМУ ДУТТЯ КИСНЕВО-КОНВЕРТЕРНОГО ПРОЦЕСУ

Стаття направлена на розробку комбінованої системи автоматичного керування параметрами дуттьового режиму киснево-конвертерного процесу. 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 модельно-прогнозує керування, нечітка логіка, штучний інтелект, найпопулярнішими на сьогодні, з долею до 90 %, є регулятори, що використовують ПІД закон регулювання. Найпоширенішим принципом побудови систем автоматичного регулювання на сьогоднішній день є керування по відхиленню на основі ПІД закону регулювання. Метою дослідження є синтез комбінованої системи керування параметрами дуттьового режиму, що дозволить мінімізувати вплив збурення (інтенсивності дуття кисню) на підтримання заданого вмісту  $CO_2$  у конвертерних газах. Було розроблено комбіновану систему автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу і виконано її аналіз. Виконано розрахунок налаштування ПІД-регуляторів системи автоматичного регулювання 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. Проаналізовано вплив залежності зміни інтенсивності дуття кисню на зміну ступеня окиснення вуглецю до  $CO_2$ , що описується диференціальним рівнянням. У результаті аналізу здійснено синтез комбінованої системи регулювання з реально-диференціальним компенсатором. 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 конвертерних газах – 1397; максимальне динамічне відхилення вмісту  $CO_2$  у конвертерних газах склало 17,5%. Реалізована комбінована система керування параметрами дуттьового режиму мінімізує вплив збурення (інтенсивності дуття кисню) на підтримання заданого вмісту  $CO_2$  у конвертерних газах.

**Ключові слова:** комбіноване керування, зворотний зв'язок, компенсатор, ПІД-регулятор, алгоритм керування.

**Постановка проблеми.** 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 модельно-прогнозує керування (МПК), нечітка логіка (НЛ), на діючих виробництвах превалюють, з долею до 90 % [1] є регулятори, що використовують ПІД закон регулювання. Незважаючи на довгу історію розвитку та наявність великої кількості патентів, розробок, публікацій [2], залишається багато проблем пов'язаних із практичною реалізацією ПІД-регулятора. Основні проблеми –

уніфікація структури ПІД-регулятора, реалізація диференційної складової [3], протидія інтегральному насиченню, безударна передача параметрів та режимів регулювання [4].

**Аналіз останніх досліджень і публікацій.** ПІД-регулятори як найпоширеніший вид автоматичних регуляторів мають значну кількість варіацій [5] та досліджень властивостей [4, 6]. Як правило, вони стосуються окремих питань і розглядаються в синтетичному 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 [7].

Таке різноманіття пов'язано із складністю практичної реалізації та бажання розробників приховати структуру і принципи роботи регуляторів [7]. Навіть найпоширеніших форм запису ПД-закону регулювання існує три [8].

Послідовний [1], або класичний, алгоритм (1) – найстаріша загальноприйнята реалізація, що використовується з часів перших пневматичних та електричних апаратних регуляторів як наслідок технічних можливостей апаратного формування складових закону регулювання.

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

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 (2) ПД-закону регулювання, незважаючи на видиму очевидність структури, не рекомендується до застосування деякими дослідниками [9] через наявність коефіцієнта підсилення регулятора, який розбито на 3 складові частини:

$$W_c(s) = K_p + \frac{1}{T_i s} + T_d s. \quad (2)$$

Міжнародна організація International Society of Automation (ISA), що є світовим лідером в розробці стандартів в галузі автоматизації, рекомендує [3] як стандарт структури ПД-регулятора використовувати форму (3), у якій чітко виражений коефіцієнт підсилення:

$$W_c(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right). \quad (3)$$

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 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 сигналів або вони налаштовані некоректно. Диференційна складова регулятора

підсилює високочастотні завади, короткотривалі збурення і шум. Ці проблеми посилюються тим, що динаміка процесів невідома апіорі, існує взаємний вплив різних систем автоматичного керування через об'єкт. Фільтрація шумів та впливу диференційної складової регулятора є предметом інтересу багатьох дослідників [10], що пропонують власні підходи та критерії вирішення цієї проблеми, але однозначної рекомендації досі немає. Фільтрування інформаційних сигналів дозволяє підвищити достовірність інформації, однак, 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 клапана 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 [4]. На сьогоднішній день не існує єдиної методики, яка б дозволяла повністю усунути проблему інтегрального насичення [1, 4]. У роботі [11] 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 з власними регуляторами обмежень. Це вже унікальні випадки, малоприматні до масового застосування.

Під час автоматичного керування технологічними процесами виникають ситуації зміни режиму роботи обладнання, структури системи і потреб виробництва. Це призводить до потреби відслідковування режимів роботи та безударного перемикавання [1, 4]. 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 [12] представлено результати досліджень впливу цього фактору на поведінку системи керування та відмінності в значеннях параметрів налаштувань. Разом з тим, через високу швидкість виконання сучасного програмного забезпечення, 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 [13]. Її результат прямо впливає на якість продукції, що випускається, чи на протікання процесів. Основний парк автоматичних регуляторів – близько 90% [1] – реалізують пропорційно-інтегрально-диференціальний (ПІД) закон регулювання у різних варіаціях. При цьому 30% з них налаштовані неправильно [14]. Так, у багатьох ПІД-контролерах диференціальна складова відключена тільки тому, що їй важко правильно налаштувати. Це пов'язано з недостатньо глибокими знаннями динаміки процесу регулювання та теорії автоматичного керування персоналом, що здійснює пусконалагоджувальні роботи. Результат – некоректні параметри налаштування, що призводить до зниження ефективності управління технологічними процесами та коефіцієнту корисності дії (ККД) установки в цілому. Тому значні зусилля дослідників в даний час концентруються на пошуку способів мінімізації впливу людського фактору в процесі налаштування регуляторів – алгоритмів автоматичного пошуку оптимальних параметрів регулятора [14].

Переважає більшість способів автоматичного налаштування проходять три принципово важливі етапи: ідентифікація, розрахунок параметрів регулятора, введення значень отриманих параметрів у регулятор. У роботах [4] 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 реалізовано у ПІД-контролерах фірми Honeywell UDC6000 [5]. Іншим способом виконання ідентифікації є отримання частотної характеристики об'єкта з використанням релейного експерименту. Цей метод ідентифікації є найбільш розповсюдженим для автоналаштування ПІД-регулятора [1], в його основі лежить режим автоколивань у системі. Переваги такого 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 налаштування регуляторів [2]. Типова система для налаштування ПІД-регулятора складається з комп'ютера зі спеціалізованим, як правило коштовним, 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 ПІД-контролер.

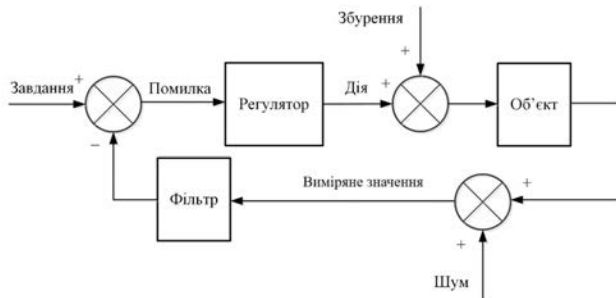
Спеціалісти-практики без ентузіазму сприймають нові підходи до керування, так як вони вимагають набуття нових компетенцій та часто бувають непрозорі для інтуїтивного сприйняття, що ускладнює прийняття оперативних рішень під час пусконалагоджувальних робіт. Відносно новий підхід з використанням внутрішньої моделі об'єкта безпосередньо у структурі регулятора, який набуває поширення через доступність реалізації моделі заданої складності на сучасних ПЛК, також не може стати заміною ПІД-регуляторів. За наявності значного транспортного запізнювання відпрацювання збурень може бути неефективним та потребує ще більшого ускладнення структури регулятора [15]. Тобто він вимагає індивідуального підходу до кожного об'єкта через необхідність точного визначення моделі, у той час як ПІД узагальнює динаміку класу об'єктів за допомогою параметрів налаштувань.

Математичний ПІД-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 систем керування [4].

**Метою роботи** є реалізація комбінованої системи керування параметрами дуттьового режиму,

що дозволить мінімізувати вплив збурення (інтенсивності дуття кисню) на підтримання заданого вмісту CO<sub>2</sub> у конвертерних газах.

**Виклад основного матеріалу.** Найпоширенішим принципом побудови систем автоматичного регулювання на сьогоднішній день є принцип керування по відхиленню (рис. 1) на базі ПІД закону регулювання.



**Рис. 1.** Структурна схема системи автоматичного регулювання зі зворотнім зв'язком при наявності зовнішніх збурень та шумів

Для досліджень було обрано стандартну структуру ПІД-регулятора, згідно рекомендацій ISA [1]. Якість регулювання у процесі практичної реалізації ПІД-регулятора оцінюється за допомогою (4) інтегрального квадратичного показника (Integral of the square error – ISE):

$$ISE = \int_0^{t_p} e(t)^2 dt. \quad (4)$$

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 ПІД-регуляторів системи керування було обрано експрес метод Minimum ISE Zhuang and Atherton [5]. Виконаємо розрахунок ПІД-регулятора (5) процесу зміни ступеня окиснення вуглецю до CO<sub>2</sub> від зміни відстані фурми до рівня спокійної ванни *H* :

$$K_p = \frac{1,048}{K_m} \left( \frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{12,15} \left( \frac{5,6}{1,9} \right)^{0,897} = 0,227 \left[ \frac{M}{\%CO_2} \right],$$

$$T_i = \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{5,6}{1,195 - 0,368 \frac{1,9}{5,6}} = 5,23 [c], \quad (5)$$

$$T_d = 0,489 \cdot T_m \left( \frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 5,6 \left( \frac{1,9}{5,6} \right)^{0,888} = 1,05 [c].$$

Виконаємо розрахунок ПІД регулятора (6) процесу інтенсивності дуття кисню кисневого в залежності від положення пневмоклапану:

$$K_p = \frac{1,048}{K_m} \left( \frac{T_m}{\tau_m} \right)^{0,897} = \frac{1,048}{6} \left( \frac{1,2}{0,1} \right)^{0,897} = 1,62 \left[ \frac{\%}{M^3/XO} \right],$$

$$T_i = \frac{T_m}{1,195 - 0,368 \frac{\tau_m}{T_m}} = \frac{1,2}{1,195 - 0,368 \frac{0,1}{1,2}} = 1,03 [c], \quad (6)$$

$$T_d = 0,489 \cdot T_m \left( \frac{\tau_m}{T_m} \right)^{0,888} = 0,489 \cdot 1,2 \left( \frac{0,1}{1,2} \right)^{0,888} = 0,065 [c].$$

Система керування зміни інтенсивності дуття є збуренням для системи керування вмісту CO<sub>2</sub>. Отримані динамічні властивості (7) реально-диференційного (РД) компенсатора:

$$W_{РД}^K(s) = K_k \frac{T_k s}{T_k s + 1} = 0,35 \frac{8,9 s}{8,9 s + 1}. \quad (7)$$

У результаті розрахунків регуляторів (5, 6) та РД компенсатора отримано комбіновану систему автоматичного регулювання (рис. 2) режиму дуття киснево-конвертерного процесу. Процедура імітаційного моделювання комбінованої САР параметрами дуття ККП (рис. 2) 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.

Модель комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу наведена на рис. 3.

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). Отримані показники якості системи наведені у таблиці 1.

Таблиця 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<sub>2</sub> під час продувки киснево-конвертерного процесу розглядається задача програмного керування та стабілізації при виникненні збурень: зміни витрати кисню на продувку, зміна швидкості зневуглецювання, введення сипучих та ін. Перехідні характеристики по каналу завдання-вихід (при моделюванні витрата кисню не змінювалась) та збурення-вихід (вплив зміни завдання збоку

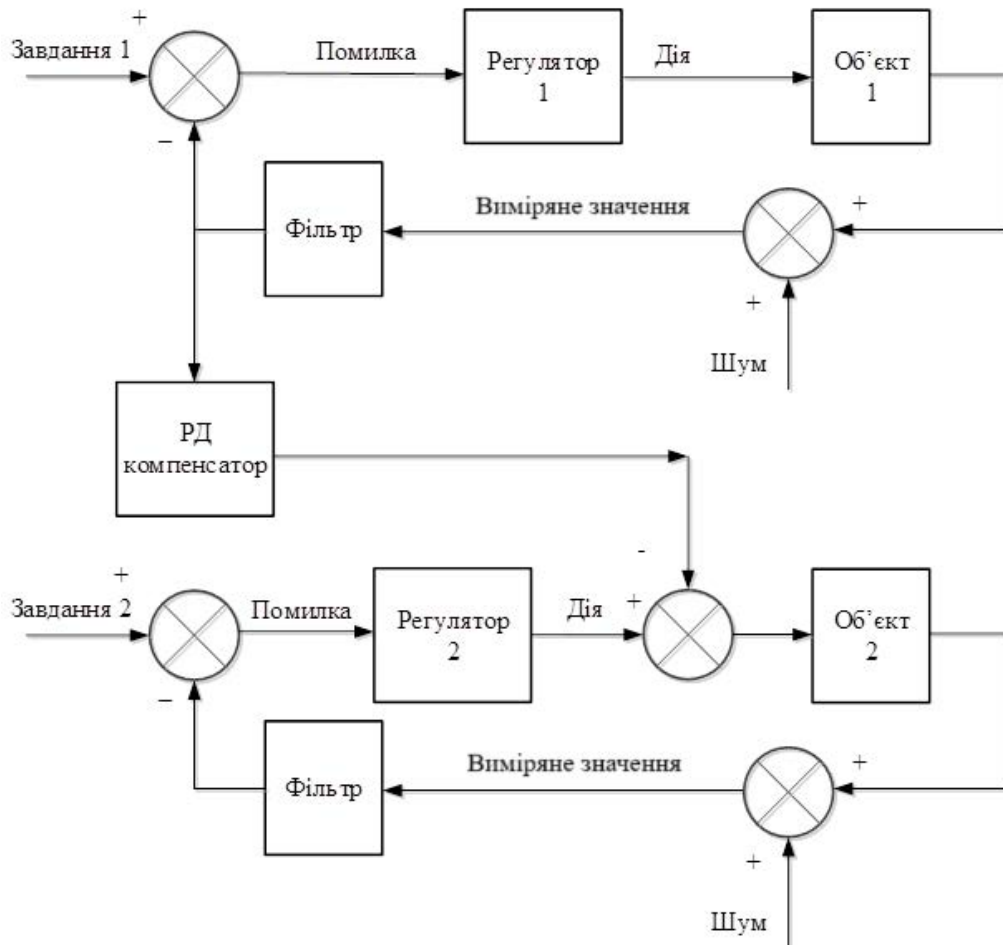


Рис. 2. Структурна схема комбінованої системи автоматичного регулювання

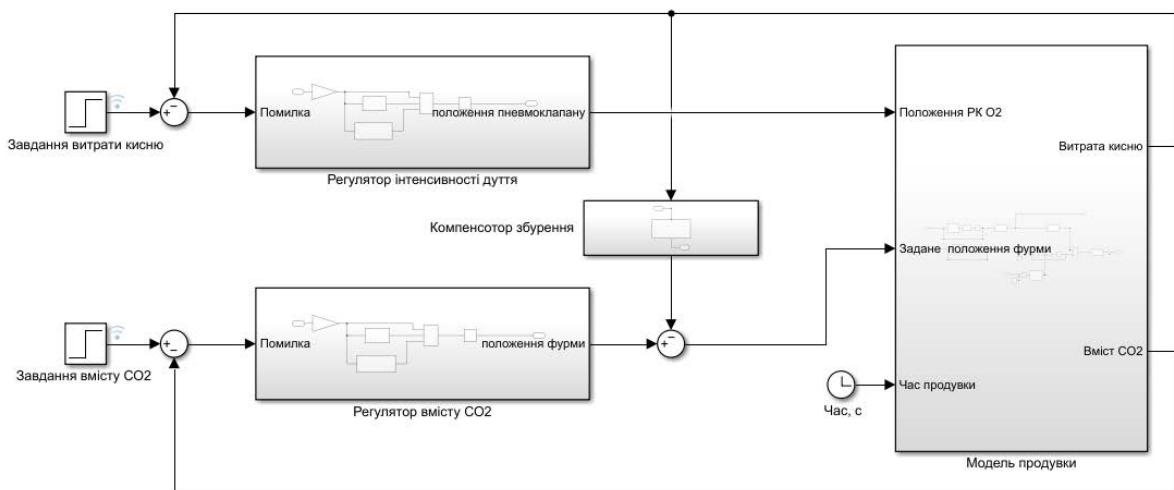


Рис. 3. Модель комбінованої системи регулювання режиму дуття киснево-конвертерного процесу

системи регулювання витрати кисню) наведені на рис. 5 та 6 відповідно. Отримані показники якості системи наведені у таблиці 2.

Виконаємо моделювання перехідних процесів (рис. 7) режиму дуття тривалістю 20 хв для 160-тон-

ного конвертера з комбінованою системою автоматичного регулювання вмісту  $\text{CO}_2$  у димових газах та витрати кисню для задачі програмного керування.

Отримані перехідні процеси системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-

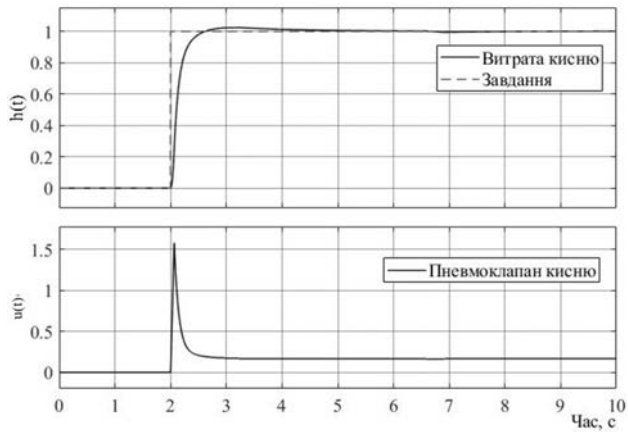


Рис. 4. Перехідний процес системи регулювання продукції киснем по каналу положення клапану подачі кисню-витрата кисню

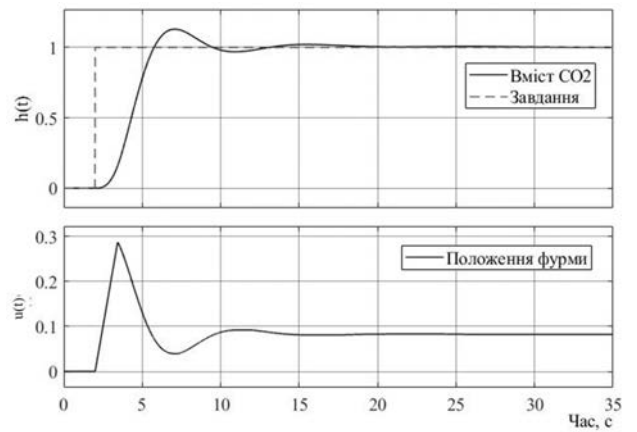


Рис. 5. Перехідний процес системи регулювання по каналу положення фурми-вміст CO<sub>2</sub> у димових газах

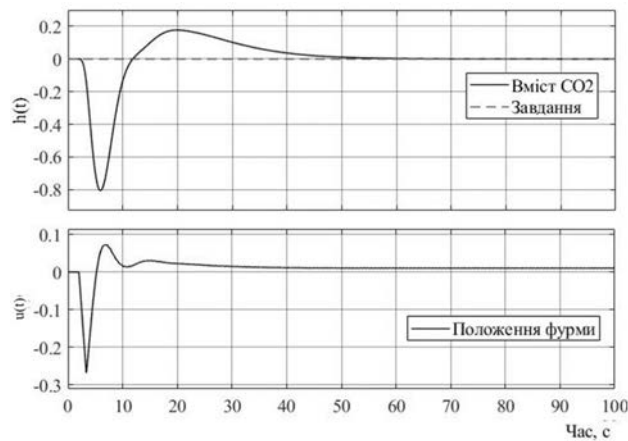


Рис. 6. Перехідний процес комбінованої системи регулювання з РД-компенсатором по каналу зміна завдання системи керування витрати кисню – вміст CO<sub>2</sub> у димових газах

Таблиця 2

Показники якості САР вмісту CO<sub>2</sub>

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

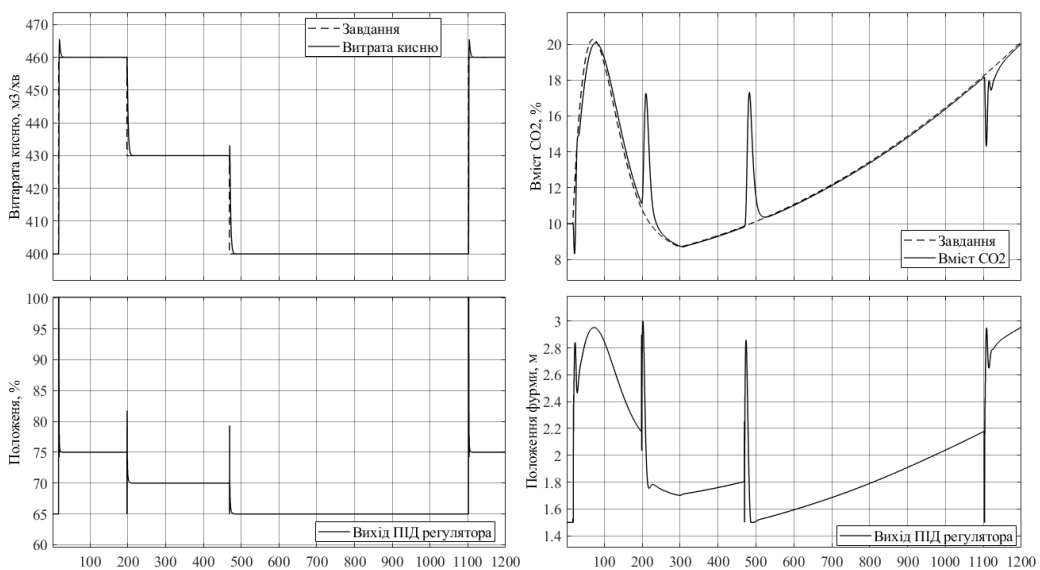


Рис. 7. Перехідні процеси комбінованої системи автоматичного регулювання режиму дуття киснево-конвертерної плавки

конвертерної плавки з використанням комбінованої системи автоматичного регулювання забезпечили ISE для контуру витрати кисню – 9075 та вмісту CO<sub>2</sub> у конвертерних газах – 1397; максимальне динамічне відхилення вмісту CO<sub>2</sub> у конвертерних газах склало 17,5%.

**Висновки.** Було розроблено комбіновану систему автоматичного регулювання режиму дугтя киснево-конвертерного процесу і виконано її аналіз. Виконано розрахунок налаштування ПД-регуляторів системи автоматичного регулювання інтенсивності дугтя та ступеня окиснення вуглецю до CO<sub>2</sub>. Вста-

новлено, що система керування зміни інтенсивності дугтя є збуренням для системи керування вмісту CO<sub>2</sub> у конвертерних газах. Проаналізовано вплив залежності зміни інтенсивності дугтя кисню на зміну ступеня окиснення вуглецю до CO<sub>2</sub>, що описується диференціальним рівнянням. В результаті аналізу виконано синтез комбінованої системи регулювання з реально-диференціальним компенсатором. Реалізована комбінована система керування параметрами дугтьового режиму мінімізує вплив збурення (інтенсивності дугтя кисню) на підтримання заданого вмісту CO<sub>2</sub> у конвертерних газах.

#### Список літератури:

1. 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>
2. 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>
3. Blevins T. Nixon M. Control Loop Foundation: batch and continuous processes. International Society of Automation, 2011. 406 p.
4. Åström K. J., Hägglund's T. Advanced PID control. The Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006. 406 p.
5. Controller Architecture. Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules. 2009. P. 4–17. URL: [https://doi.org/10.1142/9781848162433\\_0002](https://doi.org/10.1142/9781848162433_0002).
6. 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>.
7. Process Dynamics and Control / Seborg D. E. et al.. 4th ed. Wiley, 2017. 515 p.
8. 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>
9. Smuts F. J. Process Control for Practitioners USA: OptiControls, 2011. 315 p. URL: <http://www.opticontrols.com/pcfp-book>
10. 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>
11. 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>
12. 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>
13. 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>
14. 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.
15. 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>.

#### **Mariash Yu.I., Stepanets O.V. COMBINED FEEDFORWARD AND FEEDBACK CONTROL OF PARAMETERS OF THE BLOWING MODE OF THE BASIC OXYGEN FURNANCE**

*The article is aimed at developing a combined system for automatic control of the blast mode parameters of the basic oxygen furnace process. In the context of intensification, maximization of profitability and ensuring technological safety of production, the problem of setting up, optimizing and improving the structure of automatic*

*control systems arises. Along with the emergence and popularity of advanced control methods, such as model predictive control and fuzzy logic, the most popular today, with a share of up to 90%, are controllers that use PID control laws. The most common principle of building automatic control systems today is the principle of deviation control based on the PID control law. The aim of the study is to implement a combined control system for the blast mode parameters, which will minimize the impact of the disturbance (oxygen blowing intensity) on maintaining the specified CO<sub>2</sub> content in the converter gases. A combined system for automatic control of the blast mode of the oxygen-converter process was developed and analyzed. The tuning of the PID controllers of the system for automatic control of the blowing intensity and the degree of carbon oxidation to CO<sub>2</sub> was calculated. It is established that the control system for changing the blowing intensity is a perturbation for the control system for the CO<sub>2</sub> content in the BOF gases. The influence of the dependence of the change in the intensity of oxygen blowing on the change in the degree of carbon oxidation to CO<sub>2</sub>, which is described by the differential equation, is analyzed. As a result of the analysis, a synthesis of a combined control system with a real-differential compensator was performed. The obtained transient processes of the automatic control system for the oxygen-converter smelting blowing mode using the combined automatic control system provided ISE for the oxygen flow rate contour of 9075 and the CO<sub>2</sub> content in the converted gases of 1397; the maximum dynamic deviation of the CO<sub>2</sub> content in the converted gases was 17.5%. The implemented combined control system of the blast mode parameters minimizes the impact of the disturbance (oxygen blowing intensity) on maintaining the specified CO<sub>2</sub> content in the BOF gases.*

**Key words:** *combined control, feedback, feedforward, PID-controller, control algorithm.*