

МАТЕРІАЛОЗНАВСТВО ТА МАШИНОБУДУВАННЯ

УДК 669.184.244.66.012.1

В.С. Богушевський, К.В. Єгоров

КОНТРОЛЬ ДИНАМІКИ ВАННИ ПО ХОДУ ПРОДУВКИ ЯК СКЛАДОВА СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ КОНВЕРТЕРНОЮ ПЛАВКОЮ

The purpose of research is to lay the theoretical foundation and specify the control model of bath dynamics along the blow-down. The research is conducted on converters of 160 tons. Specifically, we study the control dynamics of decarbonization and changes of bath temperature. We use deterministic and statistical methods to process the research results. We obtain the estimates of carbon content and temperature of bath converter depending on the accuracy of priori (intensity purging, distance lance to the level of metal, etc.) and posteriori information (analysis of exhaust gases from the converter, heat flows into the tuyere cooler and converter gases, etc.) as well as the kinetic melting period. We obtain the smallest errors relying on compatible balance and statistical methods. The easiest way to control the bath dynamics is direct measurement of initial parameters of the process, notably temperature, composition of metal and slag and their masses. The mathematical model is tested when the carbon mass fraction is predicted at the converter facility of the V.I. Lenin Metallurgy Plant. Finally, we determine that standard deviation of calculated mass fraction of carbon for medium-and low-carbon steels is 0,045 %.

Вступ

Математичні моделі конвертерного процесу в умовах інформаційного режиму передбачають пошук керуючих діянь як функції фазових координат [1, 2]. При цьому постулюється, що всі фазові координати в будь-який момент часу нам відомі й до того ж абсолютно точно.

На перший погляд, найбільш простий шлях контролю динаміки ванни полягає в безпосередньому вимірюванні вихідних параметрів процесу: температури, складу металу й шлаку, а також їх маси. Однак недоступність конвертера для прямих вимірювань практично виключає цей варіант. Певних успіхів досягнуто тільки у вимірюванні температури ванни [3, 4]. Що ж стосується визначення хімічного складу металу, то тут найбільш перспективним є використання непрямих параметрів, які доступні для вимірювання, й містять у собі необхідну інформацію.

Найважливішими елементами динамічного контролю в системі керування конвертерною плавкою (СККП) є прогнозуючі емпіричні фільтри, які дають можливість отримувати поточну інформацію про вихідні параметри процесу без прямого їх вимірювання. Основні вимоги до фільтрів – надійність, відсутність випадкового дрейфу, простота в експлуатації. Якщо фільтр не задовольняє ці вимоги, то, як правило, його використання в СККП обмежене.

Таким чином, в реальному процесі ми не можемо безпосередньо вимірювати координати, а вимірюємо деякі величини, які є функцією координат. Крім того, ці величини контролюються з похибкою, тобто вони – деякі випадкові величини. Як наслідок, ми ніколи не бу-

демо знати точних значень фазових координат, тобто керування треба знаходити не як функцію фазових координат, а як функцію їх статистичних оцінок [5].

Наведені в статті дослідження проводили в Національному технічному університеті України “Київський політехнічний інститут” по темах “Математичні моделі й алгоритми системи управління кисневим конвертером” і “Модель керування плавки по енергозберігаючій технології” (державні реєстраційні номери 0110U002880 і 0112U003476 відповідно).

Постановка задачі

Метою досліджень є теоретичне обґрунтування й уточнення моделі контролю динаміки ванни по ходу продувки.

Результати досліджень

Найбільш інформативні параметри для керування – характеристики газів, що відходять з конвертера. В загальному випадку вони є функцією зміни вмісту вуглецю у ванні та її температури. З цих позицій розглянемо ідентифікацію згаданих зв'язків.

Як правило, зв'язки параметрів газу, що відходить з вмістом вуглецю, і температури мають стохастичний характер. За апіорною інформацією складаються стохастичні моделі об'єкта та каналу вимірів. Апостеріорна інформація – це власне динамічні вимірювання, що відображають конкретні особливості цієї плавки й про яв випадкових збурень у цьому процесі.

Модель процесу за даними [6] може бути подана у вигляді

$$C(\tau+1) = \frac{C(\tau) - U(\tau)}{\left\{ \frac{K_1 + K_2}{[C^2(\tau)]} \right\}} + K_3 \varepsilon_C(\tau+1), \quad (1)$$

$$t(\tau+1) = t(\tau) + \sum_{i=1}^n Q_i v_i(\tau) - Q_C [C(\tau+1) - C(\tau)] + K_4 \varepsilon_t(\tau+1) \quad (2)$$

і каналу вимірів

$$\begin{aligned} \xi(\tau+1) &= -[C(\tau+1) - C(\tau)] + K_5 \varepsilon_\xi(\tau+1) = \\ &= \frac{U(\tau)}{\left\{ \frac{K_1 + K_2}{[C^2(\tau)]} \right\}} - K_3 \varepsilon_C(\tau+1) + K_5 \varepsilon_\xi(\tau+1), \quad (3) \end{aligned}$$

де $C(\tau)$, $t(\tau)$ – відповідно, поточні значення масової частки вуглецю і температури металу; τ – дискретний час; $U(\tau) = f[v(t), H(\tau), Si_q, Mn_q, m_b(\tau), m_{bn}(\tau), m_{sh}(\tau)]$ – відома функція від витрати кисню (v), відстані фурми до рівня спокійного металу (H), масові частки силіцію (Si_q) і мангану (Mn_q) в чавуні, маси вапна (m_b), вапняку (m_{bn}) і шпату (m_{sh}), що завантажені в конвертер у момент τ ; $\varepsilon_C(t+1)$, $\varepsilon_t(t+1)$, $\varepsilon_\xi(t+1)$ – незалежні від часу й між собою гаусівські шуми з нульовим математичним сподіванням й одиничною дисперсією; K_i – константи; Q_i – температурний ефект i -го фізико-хімічного процесу в конвертері, що проходить практично незалежно від концентрації вуглецю й температури металу (розплавлення брухту, окиснення силіцію тощо); $v_i(\tau)$ – поточна швидкість i -го фізико-хімічного процесу; Q_C – температурний ефект зневуглецювання; $\xi(\tau+1)$ – виміряне значення швидкості зневуглецювання.

Наведена система рівнянь є нелінійною відносно неспостережуваної змінної $C(\tau)$. Для нелінійних систем відомі різні варіанти субоптимальних алгоритмів фільтрації, при цьому мінімум похибки оцінювання не гарантується, а величина її залежить від конкретного характеру нелінійності [7, 8]. Таким чином, у кожному окремому випадку необхідний спеціальний аналіз властивостей алгоритму, заснований на особливостях конвертерного процесу.

Для розрахунку оцінок вуглецю і температури використовуємо один із варіантів субоптимального алгоритму – розширений фільтр Калмана. Вираз для оцінок концентрації вугле-

цю $m_C(\tau)$ і температури $m_t(\tau)$ для умов дисперсій похибок цих оцінок відповідно $\gamma_C(\tau)$ і $\gamma_t(\tau)$, а також умов кореляційної функції похибок оцінювання $\gamma_{Ct}(\tau)$, записуємо таким чином:

$$\begin{aligned} m_C(\tau+1) &= \\ &= m_C(\tau) - Rv_C(\tau) - K_{CY}(\tau)[\xi(\tau+1) - Rv_C(\tau)]; \quad (4) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_t(\tau+1) &= m_t(\tau) + S(\tau) + Q_C Rv_C(\tau) + \\ &+ K_{tY}(\tau)[\xi(\tau+1) - Rv_C(\tau)]; \quad (5) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \gamma_C(\tau+1) &= \gamma_C(\tau) [1 - D(\tau)]^2 + \\ &+ K_3^2 - \frac{\{-K_3^2 + \gamma_C(\tau)D(\tau)[1 - D(\tau)]\}^2}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}; \quad (6) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \gamma_t(\tau+1) &= Q_C^2 \gamma_C(\tau) D^2(\tau) + \\ &+ 2Q_C \gamma_{Ct}(\tau) D(\tau) + \gamma_t(\tau) + Q_C^2 K_3^2 + K_4^2 - \\ &- \frac{[Q_C K_3^2 + \gamma_{Ct}(\tau)D(\tau) + Q_C \gamma_C(\tau)D(\tau)]^2}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}; \quad (7) \end{aligned}$$

$$K_{tY}(\tau) = \frac{\{Q_C K_3^2 + \gamma_{Ct}(\tau)D(\tau) + Q_C \gamma_C(\tau)D(\tau)\}}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}, \quad (8)$$

де прогнозована швидкість зневуглецювання становить

$$Rv_C(\tau) = \frac{U(\tau)}{\left\{ \frac{K_1 + K_2}{[m_C^2(\tau)]} \right\}}; \quad (9)$$

$$\begin{aligned} D(\tau) &= 1 - \frac{\partial C(\tau+1)}{\partial C(\tau) S_{C(t)=mc(t)}} = \\ &= \frac{2U(\tau)K_2 m_C(\tau)}{[K_1 m_C^2(\tau) + K_2]^2}; \quad (10) \end{aligned}$$

$$S(\tau) = \sum_{i=1}^n Q_i v_i(\tau); \quad (11)$$

коефіцієнт підсилення в рівнянні зневуглецювання дорівнює

$$K_{CY}(\tau) = \frac{\{K_3^2 - \gamma_C(\tau)D(\tau)[1 - D(\tau)]\}}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}; \quad (12)$$

коефіцієнт підсилення в рівнянні температури ванни знаходимо так:

$$K_{tY}(\tau) = \frac{\{Q_C K_3^2 + \gamma_{Ct}(\tau)D(\tau) + Q_C \gamma_C(\tau)D(\tau)\}}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}. \quad (13)$$

Із (4) маємо

$$m_C(\tau+1) = m_C(\tau) - \{R_{VC}(\tau)[1 - K_{CY}(\tau)] + K_{CY}(\tau)\xi(\tau+1)\}. \quad (14)$$

Кількість вуглецю, що окиснився (вираз у фігурних дужках), є сумою двох значень – швидкості зневуглецювання, що виміряна $\xi(\tau+1)$ і прогнозована $R_{VC}(\tau)$, які взяті з деякими ваговими коефіцієнтами. Аналогічний результат отримуємо і для температурного рівняння (для тої частини швидкості зміни температури, що пов'язана з процесом зневуглецювання).

Із виразу (12) видно, що вагові коефіцієнти змінюються у ході процесу залежно від співвідношення між дисперсіями шуму в самому об'єкті K_3^2 і в каналі вимірювання K_5^2 поточної дисперсії оцінки $m_C(\tau)$, тобто $\gamma_C(\tau)$, і величиною $D(\tau)$, що відображає характер залежності $C(\tau+1)$ від $C(\tau)$.

Аналіз математичного опису показує, що при точному значенні початкової концентрації вуглецю і при точному вимірюванні швидкості зневуглецювання достатньо на кожному кроці із попереднього значення $m_C(\tau)$ відняти виміряну кількість вуглецю, що вигорів. Дійсно, якщо $\gamma_C(0) = 0$ і $K_5 = 0$, то $\gamma_C(\tau) = 0$, $K_{CY} = 1$ й $1 - K_{CY}(\tau) = 0$, тобто алгоритм використовує тільки апостеріорну інформацію – виміряне значення швидкості зневуглецювання $\xi(\tau+1)$.

Якщо динамічні виміри погані ($K_5 \rightarrow \infty$), треба використовувати тільки апріорну інформацію. Дійсно, в цьому випадку $K_{CY} \rightarrow 0$, $\xi(\tau+1)$ не береться до уваги, а кількість вуглецю, що окиснився, визначається лише членом $R_{VC}(\tau)[1 - K_{CY}(\tau)]$.

При точному знанні початкової концентрації вуглецю й при відсутності перешкод в об'єкті (при повній адекватності моделі об'єкта) виміряне значення швидкості зневуглецювання стає непотрібним, так як в цьому випадку достатньо апріорної інформації. Дійсно, при $\gamma_C(0) = 0$ і $K_3 = 0$ маємо $K_{CY} = 0$, ваговий коефіцієнт при $R_{VC}(\tau)$ дорівнює одиниці.

Оцінка є алгебричною сумою двох значень: одне з них – субоптимальний прогноз змінних $C(\tau+1)$ і $t(\tau+1)$, а друге – поправка, яка з де-

яким коефіцієнтом K_{CY} або K_{tY} враховує різницю між власним виміром $\xi(\tau+1)$ і субоптимальним прогнозом вимірювання, що дорівнює $R_{VC}(\tau)$. Таким чином, спочатку обчислюється прогноз змінних по реальних рівняннях на цьому кроці із врахуванням всієї попередньої інформації, що вміщується в $m(\tau)$, потім цей прогноз коректується за динамічними вимірами на цьому кроці. Розглянемо, як формується ця поправка.

Із (3) і (9) маємо

$$\Delta\xi(\tau+1) = U(\tau) \left\{ \frac{1}{[C^2(\tau)]} - \frac{1}{[m_C^2(\tau)]} \right\} - [K_3\varepsilon_C(\tau+1) - K_5\varepsilon_\xi(\tau+1)]. \quad (15)$$

Якщо оцінка на кроці τ була правильною, тобто $C(\tau) \approx m_C(\tau)$ (як наслідок, і $\gamma_C(\tau) \approx 0$), шум у вимірах значно менший шуму в процесі $K_5 < K_3$, то $\Delta\xi(\tau+1) \approx -K_3\varepsilon_C(\tau+1)$, тобто похибка в прогнозуванні швидкості зневуглецювання на кроці $(\tau+1)$ виникла через перешкоду в процесі. Якщо, наприклад, $\Delta\xi(\tau+1) < 0$, то $K_3\varepsilon_C(\tau+1) > 0$. Як наслідок, на цьому кроці вуглецю вигорить менше, ніж $R_{VC}(\tau)$, тобто фактична швидкість зневуглецювання на цьому кроці менша прогнозованої. Це означає, що різницю $m_C(\tau) - R_{VC}(\tau)$ у рівнянні (4) необхідно збільшити (в цьому випадку $K_{CY} > 0$).

При зростанні $\gamma_C(\tau)$ збільшується абсолютна величина першого доданка рівняння (15). Якщо $\Delta\xi(\tau+1) < 0$, то це свідчить, що $m_C(\tau) > C(\tau)$, тобто оцінка на кроці τ завищена, тому різницю $m_C(\tau) - R_{VC}(\tau)$ необхідно зменшити. В цьому випадку $K_{CY} < 0$, так як $\gamma_C(\tau)D(\tau)[1 - D(\tau)] > K_3^2$.

Таким чином, похибка прогнозу вимірювання $\Delta\xi(\tau+1)$ враховується по-різному залежно від того, яка основна її причина – шум в об'єкті або невизначеність оцінки на попередньому кроці. Якщо вклад в помилку обох складників приблизно однаковий, треба взагалі утриматись від внесення поправки в різницю $m_C(\tau) - R_{VC}(\tau)$. У цьому випадку $\gamma_C(\tau)D(\tau)[1 - D(\tau)] = K_3^2$ і $K_{CY}(\tau) = 0$.

Під час продувки до масової частки вуглецю 0,6–0,5 % (перший кінетичний період окиснення) величина $D(\tau) \approx 0$, що практично означає незалежність швидкості зневуглецювання від концентрації вуглецю і, як наслідок,

відсутність у вимірі $\xi(\tau+1)$ якої-небудь інформації про величину $C(\tau)$. Тому величина $\gamma_C(\tau)$ для оцінки $\xi(\tau+1)$ є неважливою.

Вираз для $m_t(\tau+1)$ запишемо у вигляді

$$m_t(\tau+1) = m_t(\tau) + S(\tau) + Q_C \left[R_{VC}(\tau) \frac{1 - K_{tY}(\tau)}{Q_C} + \frac{K_{tY}(\tau)\xi(\tau+1)}{Q_C} \right]. \quad (16)$$

Із рівнянь (13) і (16) отримуємо, що чим більша $\gamma_C(\tau)$ (гірша оцінка $m_C(\tau)$), тим менша вага, з якою треба брати прогнозовану швидкість зневуглецювання $R_{VC}(\tau)$. З іншого боку, чим менша $\gamma_C(\tau)$ і сильніша кореляція $m_t(\tau)$ й $m_C(\tau)$, (тобто чим більша абсолютна величина $\gamma_{Cl}(\tau)$), тим більше вага, з якою треба брати $R_{VC}(\tau)$.

Подамо (16) у вигляді

$$K_{tY}(\tau) = Q_C K_{CY}(\tau) + \frac{D(\tau)[Q_C \gamma_C(\tau) + \gamma_{Cl}(\tau)]}{[K_3^2 + K_5^2 + \gamma_C(\tau)D^2(\tau)]}, \quad (17)$$

звідки маємо, що поправка $K_{tY}(\tau)\Delta\xi(\tau+1)$ враховує не тільки помилку $Q_C K_{CY}\Delta\xi$ в прогнозуванні швидкості зневуглецювання, але й додаткову інформацію про безпосередній зв'язок $m_t(\tau)$ з $m_C(\tau)$ (добуток другого додаваного рівняння (17) і $\Delta\xi$).

Беручи $\gamma_C(0) = \gamma_{Cl}(0) = 0$ й $K_3 = 0$, отримуємо $\gamma_C(\tau) = \gamma_{Cl}(\tau) = 0$ і $K_{CY}(\tau) = K_{tY}(\tau) = 0$. При цьому алгоритм оцінювання вуглецю і температури перетворюється в детерміновану модель процесу.

Допускаючи $\gamma_C(0) = 0$ і $K_5 = 0$, отримуємо класичне балансове рівняння, в якому оцінка вуглецю розраховується як різниця між початковою масовою часткою й інтегралом вимірної швидкості зневуглецювання [9].

Якщо прийняти $\gamma_C(0) = 0$, то $K_{CY} = \text{const}$. Різниця $m_C(\tau) - R_{VC}(\tau)[1 - K_{CY}(\tau)]$ при частках вуглецю 0,05–0,4 % залишається майже постійною, причому величина її може бути зроблена різною з допомогою коефіцієнтів K_1 і K_2 в рівнянні (9). Таким чином, отримуємо

$$m_C(\tau+1) = a + b\xi(\tau+1), \quad (18)$$

тобто алгоритм "прямого зв'язку" масової частки вуглецю і швидкості зневуглецювання.

Наведемо практичну реалізацію викладеного метода для контролю масової частки вуглецю у ванні.

Найвні моделі й алгоритми визначення масової частки вуглецю у ванні конвертера можна розділити на балансові й за характером зміни швидкості зневуглецювання чи інших вихідних параметрів, а також засновані на комбінації обох ознак.

У першому випадку обчислюють кількість вуглецю, що вигорів, інтегруванням у часі миттєвих значень параметрів, а масову частку вуглецю по ходу продувки визначають як різницю між початковим значенням і кількістю, що вигоріла. При цьому похибка у визначенні початкової частки вуглецю повністю переноситься на похибку шуканого параметра, а похибка розрахунку частки вуглецю накопичується по ходу продувки, що вкінці приводить до низької точності методу. До цієї похибки додаються помилки, зумовлені порушенням технологічного режиму (наднормативний простій, попадання у ванну міксерного шлаку, викиди, вихід значень параметрів за межі регламентованого технологічною інструкцією робочого діапазону зміни тощо) або різкою зміною неконтрольованих параметрів (хімічний склад і температура шихтових матеріалів тощо).

У другому випадку масову частку вуглецю у ванні визначають для значень, нижчих 0,4 %, причому при поганому формуванні шлаку спостерігається неоднозначність залежності вмісту вуглецю від швидкості зневуглецювання, що може привести до похибок.

В основу комбінованого способу, розробленого нами, покладено таку модель:

$$C = \alpha_1 C_1 + \alpha_2 C_2, \quad (19)$$

де α_1, α_2 – ступені впливу масової частки вуглецю, визначені різними методами; C_1, C_2 – частки вуглецю у ванні, які визначають, відповідно, за матеріальним балансом і швидкістю зневуглецювання (або за характером зміни інших вихідних параметрів продувки), %.

Значення масових коефіцієнтів α_1 і α_2 відповідає виразу

$$\begin{cases} \alpha_1 = 1, \\ \alpha_2 = 0, \end{cases} \quad \text{якщо } C > 0,4; \\ \begin{cases} \alpha_1 = \alpha_3(\alpha_4 - C)^2, \\ \alpha_2 = 1 - \alpha_3(\alpha_4 - C)^2, \end{cases} \quad \text{якщо } 0,1 \leq C \leq 0,4; \quad (20) \\ \begin{cases} \alpha_1 = 0, \\ \alpha_2 = 1, \end{cases} \quad \text{якщо } C > 0,1,$$

де α_3, α_4 – коефіцієнти.

Вміст вуглецю по матеріальному балансу визначають за формулою

$$C_1 = \frac{C_4 m_4 + C_6 m_6 + a m_b}{m_4 + m_6 + b m_p + k \tau} - \int_{\tau} v_C d\tau, \quad (21)$$

де m_4, m_6, m_b, m_p – відповідно маса чавуна, брухту, вапняку і руди, τ ; a, b, k – коефіцієнти. Тут a характеризує вміст CO_2 у вапняку і ступінь розкладення останнього, b – ступінь засвоєння руди і вміст в ній заліза і k – середня швидкість вигару компонентів садки, т/хв.

Вміст вуглецю по швидкості зневуглецювання визначається за формулою

$$C_2 = \sqrt{\frac{1}{\frac{\beta_1}{v_C + \beta_2}}}, \quad (22)$$

де β_1, β_2 – коефіцієнти.

Швидкість зневуглецювання металу визначають за формулою

$$v_C = \alpha_{vC} v_{C_1} + \alpha_v v_{C_2}, \quad (23)$$

де v_{C_1}, v_{C_2} – швидкість зневуглецювання металу, що визначають за хімічним складом газів, які відходять, й інтенсивності подання кисню, %/хв; α_{vC}, α_v – ступені врахування параметра, що визначаються за хімічним складом газів, які відходять, й інтенсивністю подання кисню.

Швидкість зневуглецювання металу, що визначається за хімічним складом газів, що відходять, дорівнює

$$v_{C_1} = \frac{0,536(CO + CO_2)v_{\Gamma}}{[(1 + \alpha_{\Gamma})(m_4 + m_6 + b m_p + k \tau)]}, \quad (24)$$

де v_{Γ} – витрата газів, що відходять, m^3 /хв; CO, CO_2 – вміст окису і двоокису вуглецю в газах, що відходять, %; α – коефіцієнт об'ємного розширення газів, 0,536 – маса вуглецю в CO і CO_2 при нормальних умовах, $кг/м^3$.

Швидкість зневуглецювання металу по інтенсивності подання кисню вираховуємо за формулою

$$v_{C_2} = \frac{\beta_3 v}{m_4 + m_6 + b m_p + k \tau}, \quad (25)$$

де β_3 – коефіцієнт.

За промисловими даними досліджені та визначені середньоквадратичні похибки по вуглецю, %, балансових моделей:

за інтенсивністю подання кисню

- протягом продувки – 0,080;

• від 0,25 до 0,75 тривалості продувки і по швидкості зневуглецювання протягом іншого часу – 0,055;

за швидкістю зневуглецювання

- протягом продувки – 0,075;

• від 0 до 0,25 тривалості продувки і за інтенсивністю подання кисню протягом іншого часу – 0,063;

• від 0,25 до 0,50 тривалості продувки і по інтенсивності подання кисню протягом іншого часу – 0,076;

• від 0,50 до 0,75 тривалості продувки і за інтенсивністю подання кисню протягом іншого часу – 0,078;

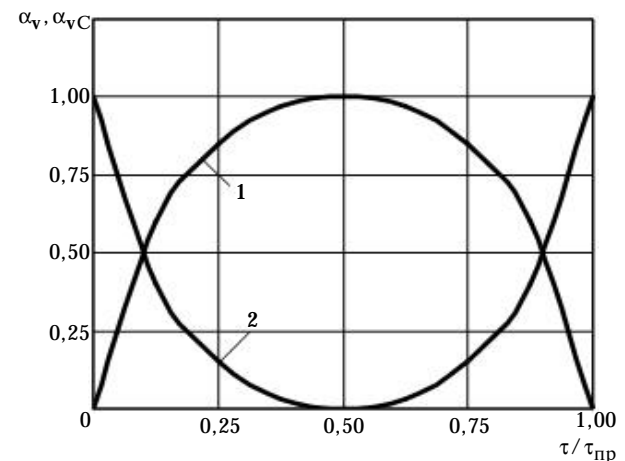
• від 0,75 до 1 тривалості продувки і за інтенсивністю подання кисню протягом іншого часу – 0,060;

по залежностях на рисунку – 0,050.

Таким чином, найменша похибка спостерігається при комплексному контролі швидкості зневуглецювання, коли коефіцієнти α_v (контроль по балансу кисню) і α_{vC} (контроль по балансу вуглецю) при параметрах по ходу продувки змінюються відповідно до рисунка.

Модель добре відповідає технологічним аспектам плавки. На початку продувки швидкість вигорання вуглецю визначається температурою чавуна, масовими частками силіцію і мангану в розплаві і слабо залежить від інтенсивності подання кисню. Після “запалення” плавки швидкість вигорання вуглецю змінюється пропорційно інтенсивності подання кисню, тобто контроль процесу за цим параметром забезпечує найбільшу точність. Вкінці продувки процес вигорання вуглецю визначається в основному станом шлаку, температурою ванни, вмістом вуглецю і меншою мірою інтенсивністю подання кисню.

Математична модель перевірена при прогнозуванні масової частки вуглецю в конвертер-



Зміна по ходу продувки коефіцієнтів, що враховують вплив на процес вигорання вуглецю інтенсивності подання кисню (1) і швидкості зневуглецювання (2)

ному цеху ВАТ "Металургійний комбінат ім. Ілліча". Модель наведена у вигляді

$$C = 4,24 + 0,2 \sqrt{|C_{\Phi, M(1-n)} - C_{(1-n)}|} \times \\ \times \text{sign}(C_{\Phi, M(1-n)} - C_{(1-n)}) - 5,15 \cdot 10^{-6} \alpha_v \times \\ \times \left[\frac{1 - 0,113\mu}{\mu_{pen}} \int_{(\tau)} v dt - 3,33 \cdot 10^{-6} \alpha_{v_c} \times \right. \\ \left. \times \int_{(\tau)} (r_{CO} + r_{CO_2}) v_{\Gamma} d\tau \right] \\ \frac{m_{\text{ч}}}{- 0,817 \int_{(\tau)} H d\tau}, \quad (26)$$

де $C_{\Phi, M(n-1)}$, $C_{(n-1)}$ – відповідно фактична масова частка вуглецю в металі вкінці продувки і розрахункова частка вуглецю у ванні попередньої плавки відповідно, %; μ , μ_{pen} – відповідно виміряне значення динамічної в'язкості чавуна та її величина при значеннях його температури і вмісту вуглецю, Па·с; r_{CO} , r_{CO_2} – об'ємна частка да-них оксидів в газі, що відходять.

Середньоквадратичне відхилення розрахункової масової частки вуглецю для середньо- і низьковуглецевих марок сталі становить 0,045 %.

Висновки

Вміст вуглецю і температура ванни киснево-го конвертера залежить від точності апріорної (інтенсивність продувки, відстань фурми до рівня металу тощо) й апостеріорної інформації (аналіз газів, що відходять з конвертера, теплові потоки на фурму й охолоджувач конвертерних газів тощо), а також кінетичного періоду плавки.

Найменші похибки отримуємо при сумісному використанні методів: безперервного визначення частки вуглецю в металі за усередненим балансом вуглецю і кисню із врахуванням попереднього досвіду й поправки, що об'єднує у вигляді статистичного багаточлена ряд контрольованих вхідних і вихідних параметрів, а також ідентифікації характерних точок і ділянок на кривих зміни вхідних і вихідних параметрів продувки.

Найважливішими елементами динамічного контролю в системі керування конвертерною плавкою є прогнозуючі емпіричні фільтри, які дають змогу отримувати поточну інформацію про вихідні параметри процесу без прямого вимірювання.

Традиційні технології, що базуються на принципі програмного керування швидкістю зне-вуглецювання, практично вичерпали свої можливості у вирішенні проблем підвищення якості й службових характеристик виплавленого металу. Прогрес у цьому може бути досягнутий використанням зворотного зв'язку для контролю процесу прямими і непрямими методами.

1. *Математическая модель АСУ конвертерной плавкой* / В.С. Богушевский, Ю.В. Оробцев, Н.А. Рюмшин, Н.А. Сорокин. – К.: НПК "Киевский институт автоматики", 1996. – 212 с.
2. *Богушевский В.С., Сергеева Е.А., Жук С.В.* Модель переноса массы и теплоты в квазигомогенном приближении // Mantrifly VI Miedzynarodo-Wej Naukowi-Praktycznej Konf. "Naukowa Przestrzec Europy-2010", Przemysl, 7-12, 2010, vol. 19, pp. 27–32.
3. *Богушевський В.С., Сергеева К.О.* Контроль температурного режиму конвертерної плавки // Наук. вісті НТУУ "КПІ". – 2009. – № 6. – С. 75–80.
4. *Богушевський В.С., Сергеева К.О.* Методи вимірювання температури сталі у конвертері // Наук. нотат. – 2011. – № 1. – С. 90–96.
5. *Мoiseev Н.Н.* Численные методы в теории оптимальных систем. – М.: Наука, 1971. – 424 с.
6. *Основи металургійного виробництва металів і сплавів: Підруч.* / Д.Ф. Чернега, В.С. Богушевський, Ю.Я. Готвянський та ін.; за ред. Д.Ф. Чернеги, Ю.Я. Готвянського. – К.: Вища шк., 2006. – 504 с.
7. *Борзенко И.М., Петров А.Г.* Математические методы для решения задач контроля и управления. – М.: Машиностроение, 1973. – 64 с.
8. *Брайсон А., Хо Ю Ши.* Прикладная теория оптимального управления. Оптимизация, оценки и управление / Пер. с англ. – М.: Мир, 1972. – 544 с.
9. *Богушевський В.С., Жук С.В., Зубова Е.Н.* Параметры отходящего газа как индикаторы массо- и теплообменных процессов в ванне конвертера // Металл и литье Украины. – 2012. – № 7. – С. 16–20.